

**TINJAUAN TEKNIS DAN KELAYAKAN EKONOMIS
KILANG PENGOLAHAN GAS BUMI DENGAN GAS
UMPAN DARI LAPANGAN SUBAN**

SKRIPSI

Oleh

VIDI VICIYANDRIE
04 04 26 024Y



**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA
GANJIL 2007/2008**

**TINJAUAN TEKNIS DAN KELAYAKAN EKONOMIS
KILANG PENGOLAHAN GAS BUMI DENGAN GAS
UMPAN DARI LAPANGAN SUBAN**

SKRIPSI

Oleh

VIDI VICIYANDRIE
04 04 26 024Y



**SKRIPSI INI DIAJUKAN UNTUK MELENGKAPI SEBAGIAN
PERSYARATAN MENJADI SARJANA TEKNIK**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA
GANJIL 2007/2008**

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi dengan judul :

**TINJAUAN TEKNIS DAN KELAYAKAN EKONOMIS KILANG
PENGOLAHAN GAS BUMI DENGAN GAS UMPAN DARI LAPANGAN
SUBAN**

Yang dibuat untuk melengkapi sebagian persyaratan menjadi Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia, sejauh yang saya ketahui bukan merupakan tiruan atau duplikasi dari skripsi yang sudah dipublikasikan dan atau pernah dipakai untuk mendapatkan gelar kesarjanaan di lingkungan Universitas Indonesia maupun di Perguruan Tinggi atau Instansi manapun, kecuali bagian yang sumber informasinya dicantumkan sebagaimana mestinya.

Depok, 6 Desember 2007

Vidi Viciyandrie

NPM 04 04 26 024y

PENGESAHAN

Skripsi dengan judul :

**TINJAUAN TEKNIS DAN KELAYAKAN EKONOMIS KILANG
PENGOLAHAN GAS BUMI DENGAN GAS UMPAN DARI LAPANGAN
SUBAN**

dibuat untuk melengkapi sebagian persyaratan menjadi Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia. Skripsi ini telah diujikan pada sidang ujian skripsi pada tanggal 10 Desember 2007 dan dinyatakan memenuhi syarat/sah sebagai skripsi pada Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia.

Depok, 10 Desember 2007

Dosen Pembimbing

Dr.rar.net.Ir. Yuswan Muharam, M.T

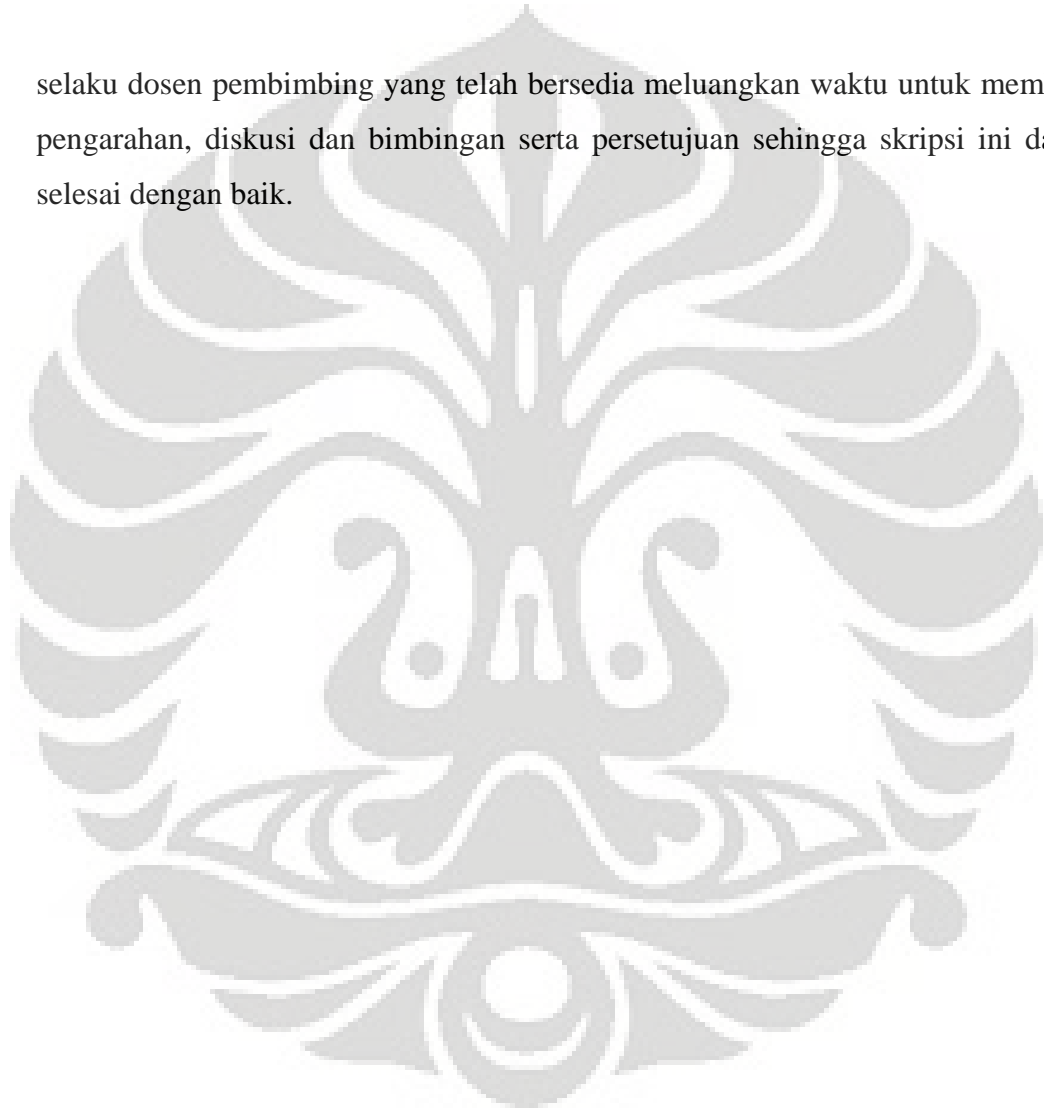
NIP.132 137 886

UCAPAN TERIMA KASIH

Penulis mengucapkan terima kasih kepada :

Dr.rar.net.Ir. Yuswan Muharam, M.T

selaku dosen pembimbing yang telah bersedia meluangkan waktu untuk memberi pengarahan, diskusi dan bimbingan serta persetujuan sehingga skripsi ini dapat selesai dengan baik.



ABSTRAK

Gas alam merupakan salah satu sumber daya alam yang melimpah di Indonesia. Gas alam menjadi alternatif baru sebagai penghasil sumber energi karena sudah mulai terbatasnya minyak bumi. Keterbatasan tersedianya infrastruktur dalam hal ini adalah kilangpengolahan gas alam itu sendiri, jaringan pipa yang digunakan untuk distribusi gas, dan juga teknologi yang diterapkan belum dilakukan secara optimal, sehingga pemanfaatan gas alam masih jauh di bawah pemanfaatan bahan bakar minyak yang menjadi sumber energi minyak bumi yang banyak dikonsumsi oleh masyarakat.

Prediksi kebutuhan bahan bakar semakin lama semakin meningkat. Pada bagian analisis pasar di prediksi peningkatan kebutuhan bahan bakar gas di Jawa Barat mencapai shortage 400-820 MMSCFD hingga tahun 2015. Berdasarkan ketersediaan gas di Lapangan Gas Suban yang mencapai 8.4 tcfg maka kilang ini akan di rancang dengan kapasitas 600 MMSCFD terdiri dari 2 train unit pengolahan dan diperkirakan akan berproduksi selama 40 tahun.

Untuk dasar perhitungan dalam perancangan kilang ini, akan dibantu dengan simulasi menggunakan *software HYSYS 3.1*. Gas jual dan kondensat dihasilkan melalui proses awal dan proses utama. Proses awal adalah proses pendinginan dan pemisahan bertujuan untuk mendinginkan gas umpan dan memisahkan fraksi berat secara fisik berdasarkan efek tumbukan dan perbedaan berat jenis. Selanjutnya akan dilanjutkan pada proses utama penghilangan pengotor yang terkandung di dalam gas.

Proses *sweetening* dan refrigerasi merupakan proses utama yang akan memisahkan gas alam menjadi produk gas jual dan kondensat. Pada proses *sweetening* akan menggunakan absorpsi larutan amin untuk menyerap kandungan H_2S dan CO_2 dalam gas dan absorpsi larutan glikol untuk menyerap kandungan air dalam gas. Sedangkan pada proses refrigerasi berfungsi untuk mendinginkan gas sampai titik embun sehingga fraksi berat akan terkondensasi, komponen pendingin pada refrigerasi menggunakan propana. Produk gas jual dan kondensat direncanakan akan didistribusikan menggunakan jalur perpipaan sebagai media transportasi.

Hasil neraca massa dan energi berdasarkan running *HYSYS* didapatkan efisiensi proses sebesar 97,43 % dan 97,246 %, dimana semua data ini menunjukkan bahwa proses yang berlangsung didalamnya sudah berjalan baik dan mempunyai efisiensi proses yang besar. Selain itu didapatkan juga desain alat dengan semua dimensi atau ukuran berdasarkan hasil sizing yang didapatkan pada hasil running *HYSYS*. Semua data tersebutkan didapat berdasarkan jenis proses, kegunaan serta nilai parameter yang digunakan untuk dapat menghasilkan produk sesuai dengan standar.

Selain aspek teknis diatas, untuk penentuan kelayakan suatu kilangmaka perlu ditinjau dari segi ekonomi. Parameter tinjauan kelayakan tersebut didasarkan pada 3 hal yaitu *Net Present Value* (NPV) lebih besar dari 0, *Internal Rate Return* lebih besar dari tingkat suku bunga yaitu 11 dan *Payback Period* kurang dari 8 tahun. Pada tinjauan ini didapatkan data $NPV = \$76.185.320$, $IRR = 12,42\%$ dan $PBP = 7$ tahun. Sehingga dari data tersebut dapat disimpulkan bahwa kilangpengolahan gas alam ini layak untuk dibangun.

Kata Kunci : Gas Alam, Sweetening, Suban

DAFTAR ISI

	Halaman
PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI	ii
PENGESAHAN	iii
UCAPAN TERIMA KASIH	iv
ABSTRAK	v
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR LAMPIRAN	xiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 LATAR BELAKANG	1
1.2 RUMUSAN MASALAH	2
1.3 TUJUAN PENULISAN	3
1.4 RUANG LINGKUP MASALAH	3
1.5 SISTEMATIKA PENULISAN	4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	6
2.1 LOKASI EKSPLOITASI DAN PRODUKSI	6
2.2 TINJAUAN BAHAN BAKU	8
2.2.1 Definisi Gas Alam	8
2.2.2 Klasifikasi Gas Alam	9
2.3 TINJAUAN PRODUK	10
2.3.1 Gas Jual	10
2.3.2 Propana	13
2.3.3 Kondensat	15
2.4 PROSES PENGOLAHAN	15
2.4.1 Penurunan Suhu Gas Umpan	15
2.4.2 Pemisahan Cairan Hidrokarbon dan Air	16

2.4.3 Pemisahan Cairan Aerosol dan Partikel Padat	17
2.4.4 Pemisahan Hidrokarbon Sulfida dan Karbondioksida	18
2.4.4.1 Pemilihan Amin	19
2.4.5 Penghilangan Kandungan Air	23
2.4.5.1 Pembentukan Hidrat	26
2.4.5.2 Pemilihan Glikol	27
2.4.5 Proses Refrigerasi Gas	30
BAB III ANALISIS PASAR DAN PEMILIHAN LOKASI PABRIK	32
3.1 ANALISIS PASAR	32
3.2 LOKASI KILANG DAN EKSPLOITASI	34
3.2.1 Ketersediaan Bahan Baku	35
3.2.2 Daerah Pemasaran	36
3.2.3 Ketersediaan Utilitas	36
3.2.4 Fasilitas	36
3.2.5 Kondisi Lain	38
BAB IV DESKRIPSI PROSES	40
4.1 PERTIMBANGAN PEMILIHAN PROSES	40
4.2 BASIS PERANCANGAN	40
4.2.1 Penentuan Kapasitas	40
4.2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	42
4.2.3 Mode Operasi	43
4.3 DESKRIPSI PROSES SECARA DETAIL	45
4.3.1 <i>Cooling</i>	46
4.3.2 <i>Physical Separation</i>	46
4.3.3 Proses <i>Sweetening</i>	47
4.3.3.1 Proses Absorpsi	47
4.3.3.2 Proses Regenerasi	48
4.3.4 Dehidrasi Glikol	49
4.3.5 Proses <i>Hydrocarbon Dew Point Control</i>	50
4.3.6 Proses Kompresi dan Pendinginan	50
4.3.7 Proses Stabilisasi Kondensat	51

BAB V ASPEK TEKNIS DAN TATA LETAK	52
5.1 DIAGRAM ALIR PROSES	52
5.2 NERACA MASSA DAN ENERGI	59
5.3 PERALATAN	61
5.3.1 Kolom Fraksionasi	61
5.3.2 Amin Flash Separator	64
5.3.3 Inlet Separator	64
5.3.4 Penukar Panas	65
5.3.5 Pompa	66
5.4 TATA LETAK KILANG DAN PERALATAN	67
5.4.1 Tata Letak Kilang	67
5.4.2 Tata Letak Peralatan	69
BAB VI ASPEK KESELAMATAN DAN LINGKUNGAN	71
6.1 ASPEK KESELAMATAN	72
6.1.1 Bahan Berbahaya	72
6.1.2 Proses Berbahaya	76
6.2 ASPEK LINGKUNGAN	80
6.2.1 Pencemaran Suara	80
6.2.2 Pencemaran Udara	81
6.2.3 Pencemaran Air	82
6.2.4 Pencemaran Panas	83
BAB VII SUMBER DAYA MANUSIA	84
7.1 STRUKTUR ORGANISASI	84
7.2 TENAGA KERJA	86
7.2.1 Tipe Tenaga Kerja	86
7.2.2 Kebutuhan Tenaga Kerja	87
BAB VIII ASPEK EKONOMI	88
8.1 TOTAL INVESTASI MODAL	88
8.1.1 Investasi Modal Tetap	88
8.1.2 Modal Kerja	93
8.2 PERKIRAAN BIAYA MANUFAKTUR	94
8.2.1 Biaya Variabel	95

8.2.2 Biaya Tetap	97
8.3 MARGIN KEUNTUNGAN	100
8.4 ANALISA KELAYAKAN	101
8.4.1 Parameter Kelayakan	101
8.4.2 Titik Impas (<i>Break Even Point</i>)	108
BAB IX KESIMPULAN	109
DAFTAR PUSTAKA	
LAMPIRAN	



DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Sistem Refrigerasi Propana Satu Tahap	14
Gambar 2.2	Gambaran Umum Kerja <i>Fin Fan Cooler</i>	16
Gambar 2.3	Separator 3 Fasa Horizontal dengan <i>Mish Extractor</i>	17
Gambar 2.4	Separator 2 Fasa Horizontal	17
Gambar 2.5	Skema Absorpsi Gas Alam	19
Gambar 2.6	Struktur kimia untuk <i>alkanolamin</i>	20
Gambar 2.7	Diagram Alir Proses Dehidrasi Unit Glikol	23
Gambar 2.8	Sistem Dehidrasi dengan Menggunakan <i>Desiccant</i>	24
Gambar 2.9	Titik Beku dari Macam Jenis Larutan Glikol	28
Gambar 2.10	Sistem Refrigerasi Satu Tahap	31
Gambar 3.1	Peta Lokasi Kilang and Eksploitasi	35
Gambar 4.2	Blok Diagram	44
Gambar 5.1	Diagram Aliran Proses Unit Pengolahan Awal	53
Gambar 5.2	Diagram Aliran Proses Unit Amin	54
Gambar 5.3	Diagram Aliran Proses Unit Stabilisasi Kondensat	55
Gambar 5.4	Diagram Aliran Proses Unit Pemisahan Hidrokarbon	56
Gambar 5.5	Aliran Material Proses	57
Gambar 5.6	Aliran Material Proses	58
Gambar 5.7	Aliran Energi Proses	58
Gambar 5.8	Tata Letak Kilang	69
Gambar 5.9	Tata Letak Peralatan Suban	70
Gambar 7.1	Struktur Organisasi	85
Gambar 8.1	Marjin Keuntungan	101
Gambar 8.2	Grafik Titik Impas Kilang	108

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Data Komposisi Keluaran Sumur	6
Tabel 2.2 Data Komposisi Keluaran Sumur Suban	7
Tabel 2.3 Data Sumur dan Jalur Aliran	8
Tabel 2.4 Data Kualitas Gas Alam dalam Jalur Pipa	11
Tabel 2.5 Batas Maksimum Kandungan Senyawa dalam Gas Jual	12
Tabel 2.6 Sifat Fisik dari Refrigerant Umum	13
Tabel 2.7 Sifat Fisik dari Jenis Larutan Amin	22
Tabel 2.8 Sifat-Sifat Larutan Glikol	29
Tabel 3.1 Ramalan Kebutuhan Energi Listrik	33
Tabel 4.1 Data Komposisi Keluaran Sumur Suban	42
Tabel 4.2 Spesifikasi Produk	43
Tabel 4.3 Spesifikasi Gas Jual Industri	45
Tabel 5.1 Neraca Massa Total	59
Tabel 5.2 Neraca Energi Total	60
Tabel 5.3 Kebutuhan Utilitas	60
Tabel 5.4 Spesifikasi Kolom Stabiliser	62
Tabel 5.5 Spesifikasi Kolom Amin Absorber	63
Tabel 5.6 Spesifikasi Kolom Amin Regenerator	64
Tabel 5.7 Spesifikasi Amin Flash Separator	64
Tabel 5.8 Spesifikasi Inlet Separator	65
Tabel 5.9 Spesifikasi Heat Exchanger	66
Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa	67
Tabel 7.1 Jumlah Tenaga Kerja	87
Tabel 8.1 Perkiraan Biaya Investasi Kilang Pengolahan Gas	94
Tabel 8.2 Kebutuhan Bahan Baku	95
Tabel 8.3 Biaya Utilitas	96
Tabel 8.4 Biaya Operasi Kilang	100
Tabel 8.5 Batasan Parameter Kelayakan	103
Tabel 8.6 Hasil Parameter Kelayakan Kilang Pengolahan Gas Alam	103
Tabel 8.7 Aliran Kas Tahunan	104

DAFTAR LAMPIRAN

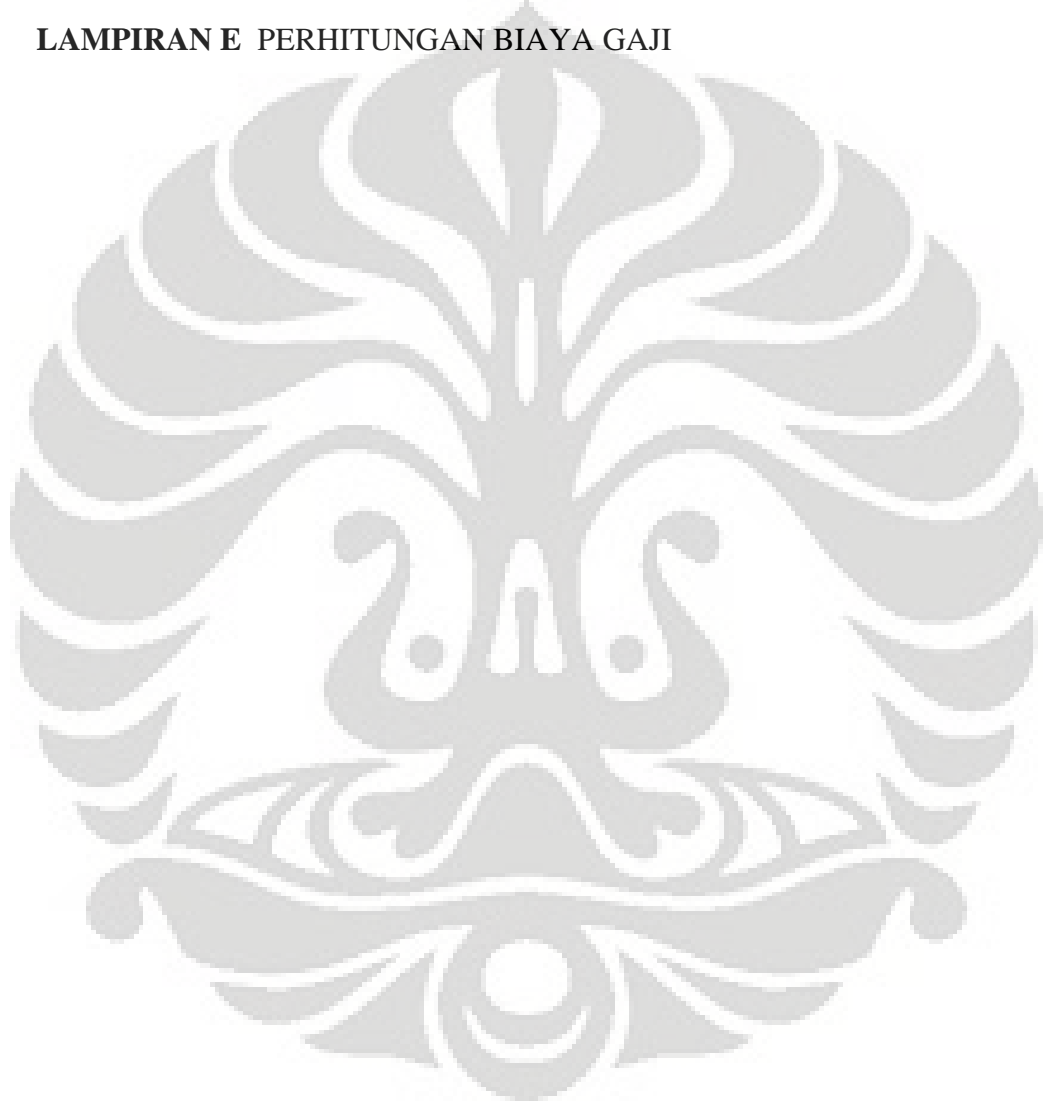
LAMPIRAN A DIAGRAM ALIRAN PROSES

LAMPIRAN B *HYSYS REPORT*

LAMPIRAN C PERHITUNGAN EKONOMI

LAMPIRAN D KEBUTUHAN OPERATOR

LAMPIRAN E PERHITUNGAN BIAYA GAJI



BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Gas alam merupakan bahan bakar yang penting. Pada saat ini, banyak negara maju menggunakan gas alam sebagai sumber energi utama bagi pembangkit tenaga listrik, misalnya Jepang dan Amerika Serikat. Selain itu, pentingnya gas alam lebih jelas lagi karena zat itu merupakan tenaga penggerak berbagai mesin putar, mesin bakar serta mesin-mesin lain sebagai penggerak dalam industri.

Gas alam mempunyai keunggulan dibandingkan sumber energi lainnya, baik dari segi teknik maupun dari segi ekonomi. Beberapa keunggulan yang dimiliki gas alam dibanding sumber energi lain antara lain panas hasil pembakaran tinggi, cadangan di alam besar, tidak menimbulkan dampak polusi udara yang berat dan dapat diolah menjadi berbagai jenis bahan bakar.

Daerah Indonesia Barat terutama Pulau Sumatera merupakan salah satu daerah Indonesia yang kaya akan bahan tambang dan sumber energi. Kawasan tersebut diantaranya berada di sebelah timur Propinsi Sumatera Selatan yang diperkirakan mempunyai cadangan gas sebesar 5.4 tcfg yang dapat dihasilkan dari struktur gas Lapangan Suban (Kurniawan,2006). Investasi eksplorasi dan eksploitasi pengolahan gas di bidang hulu akan merangsang pertumbuhan sektor industri, terutama industri petrokimia dan industri pendukung lainnya yang akan sangat berdampak pada kemajuan ekonomi di wilayah Indonesia Barat ini dan pengadaan infrastruktur gas di kawasan tersebut.

Kilang pengolahan gas alam di Indonesia banyak berada di pulau Sumatera, hal ini disebabkan besarnya sumber daya alam berupa gas alam maupun minyak bumi di sana. Khususnya di daerah Sumatera Selatan dan Jambi telah berdiri kilang pengolahan gas maupun minyak bumi dengan kapasitas yang besar seperti *ConocoPhillips*, *MEDCO Energy*, *Expans*, *Pearl*, *Petrochina* dan *Amerada Hess*. Semua perusahaan ini diharapkan dapat menjadi bagian dari pemenuhan kebutuhan akan energi yang semakin meningkat di Indonesia.



Jawa Barat merupakan salah satu wilayah dengan penduduk yang padat dan juga merupakan lokasi dengan padat industri. Seiring dengan waktu berjalan peningkatan konsumsi energi baik untuk skala rumah tangga maupun skala industri tidak dapat dihindarkan, menurut data yang dikemukakan Lembaga Management Fakultas Ekonomi Universitas Indonesia tingginya kebutuhan gas di Jawa Barat menyebabkan kekurangan gas sebesar 400-820 MMSCFD hingga tahun 2015. Untuk memenuhi peningkatan konsumsi energi tersebut pemerintah telah membuat rencana untuk membangun banyak Pembangkit Listrik Tenaga Gas di pulau Jawa terutama wilayah Jawa Barat yaitu PLTGU Cilegon dengan kapasitas 720 MW dan PLT Darajat dengan kapasitas 110 MW, bahkan pembangunan infrastruktur berupa jalur pipa yang menghubungkan wilayah Jawa Barat dengan Sumatera Selatan sedang berjalan.

Suban merupakan daerah yang mempunyai potensi sangat besar sebagai daerah yang kaya akan sumber gas alam dan minyak bumi, hal ini dapat dilihat banyaknya perusahaan yang melakukan eksplorasi. Berdasarkan hal tersebut proses pembuatan desain kilang ini akan dimulai dengan harapan dapat memenuhi kebutuhan konsumsi energi di Indonesia terutama pulau Jawa yang nantinya akan menjadi target utama pemasaran gas tersebut dimana gas alam tersebut akan dijadikan sebagai bahan bakar Pembangkit Listrik Tenaga Gas.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang yang telah diuraikan di atas, untuk memenuhi kebutuhan sumber energi gas alam di Jawa Barat, maka diperlukan suatu sumber pasokan gas alam lain. Untuk membantu menyelesaikan permasalahan tersebut, solusi yang dibutuhkan berupa kajian kelayakan pembangunan kilang pengolahan gas alam dengan bahan baku gas alam yang berasal dari Lapangan Gas Suban, Kabupaten Musi Banyu Asin, Propinsi Sumatera Selatan yang diharapkan dapat memenuhi kebutuhan permintaan sumber energi di Indonesia dengan mempertimbangkan ketersediaannya yang melimpah, efektivitas dan kebersihannya.



1.3 Tujuan Penulisan

Tujuan penulisan seminar ini adalah:

Dihasilkannya desain kilang pengolahan gas alam berupa desain proses, peralatan, tata letak kilang, lokasi kilang dan aspek teknis lainnya serta hasil kelayakan ekonomi, untuk menghasilkan produk gas jual dan kondensat sesuai dengan standar spesifikasi penjualan dengan menggunakan gas umpan yang berasal dari Lapangan Gas Suban, Musi Banyuasin, Sumatera Selatan

1.4 Ruang Lingkup Masalah

Ruang lingkup dari permasalahan yang akan dibahas adalah sebagai berikut:

- Bahan baku kilang pengolahan gas alam adalah gas alam yang berasal dari sumur yang berada di Lapangan Gas Suban di Kabupaten Musi Banyuasin, Sumatera Selatan;
- Produk utama yang dihasilkan adalah gas jual dengan batasan maksimal pengotor utama $\text{CO}_2 = 5\% \text{ mol}$; $\text{H}_2\text{S} = 8 \text{ ppmV}$; air = 15 lb/MMSCF dan total sulfur = 30 ppmW. Produk samping yang dihasilkan adalah kondensat yang merupakan hasil kondensasi dari gas oleh proses refrigerasi;
- Proses pemurnian gas dengan proses absorpsi menggunakan larutan MDEA sebagai absorban;
- Proses dehidrasi dengan proses absorpsi menggunakan larutan TEG;
- Proses separasi menggunakan prinsip efek tumbukan dan perbedaan massa jenis komponen;
- Proses refrigerasi menggunakan propana sebagai refrigeran;
- Perancangan peralatan dan spesifikasinya dibantu dengan menggunakan *software HYSYS 3.1*;
- CAPEX untuk biaya peralatan diambil dari plan sejenis dengan kapasitas yang sama;
- Analisa ekonomi dihitung menggunakan prinsip – prinsip estimasi biaya yang umum berlaku;



- Penentuan kelayakan ekonomi didasarkan hanya pada indikator yang telah dihitung dan dianalisa diantaranya *IRR*, *NPV*, dan *PBP*;
- Sumber biaya investasi berasal dari perusahaan sendiri tanpa menggunakan pinjaman dari pihak lain atau bank;
- Limit batas penjualan adalah koridor kilang sampai ke Perusahaan Gas Negara.

1.5 Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan yang digunakan dalam penyusunan skripsi ini adalah sebagai berikut :

BAB I PENDAHULUAN

Berisi Latar Belakang, Perumusan Masalah, Tujuan Penulisan, Batasan Masalah, Langkah Perancangan, dan Sistematika Penulisan.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Berisi tinjauan tentang produk dan bahan baku, serta tinjauan proses secara umum.

BAB III ANALISIS PASAR DAN LOKASI

Berisi analisis tentang situasi pasar di dalam negeri berdasarkan data historis maupun proyeksi untuk tahun-tahun mendatang, serta analisis tentang pemilihan lokasi dan lokasi pemasaran.

BAB IV DESKRIPSI PROSES

Berisi tentang pemilihan proses, deskripsi proses pada kilang, serta basis perancangan yang dipakai dalam kilang ini.

BAB V ASPEK TEKNIS DAN TATA LETAK

Berisi tentang berbagai aspek teknis yang akan menjadi dasar dari perhitungan dan analisis ekonomi.

BAB VI ASPEK KESELAMATAN DAN LINGKUNGAN

Berisi analisis mengenai bahan dan proses berbahaya yang digunakan dalam proses dan dampak proses terhadap lingkungan beserta penanganannya

**BAB VII ASPEK SUMBER DAYA MANUSIA**

Berisi pemilihan sumber daya manusia untuk tenaga kerja kilang, serta pemilihan bentuk organisasi untuk kilang.

BAB VIII ASPEK EKONOMI

Berisi aspek ekonomi perancangan kilang ini, meliputi estimasi biaya, proyeksi keuntungan aliran kas, analisa parameter keuntungan, dan analisa kelayakan kilang.

BAB IX KESIMPULAN

Berisi kesimpulan

LAMPIRAN

Berisi rumus dan hasil perhitungan peralatan dan non-peralatan, tabel-tabel, dan grafik-grafik yang digunakan dalam perhitungan, serta hasil *running HYSYS 3.1*.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Lokasi Eksploitasi dan Produksi

Kabupaten Musi Banyuasin (MUBA) merupakan salah satu kabupaten di Sumatera Selatan dengan Sekayu sebagai ibukota propinsi. Luas wilayah Kabupaten Musi Banyuasin seluas 14.265,96 km² dengan jumlah penduduk 468.143 jiwa menurut sensus penduduk tahun 2000. Batas-batas wilayah Kabupaten Musi Banyuasin meliputi, pada bagian utara berbatasan langsung dengan Provinsi Jambi, pada bagian selatan berbatasan dengan Kabupaten Ogan Komering Ilir dan Kabupaten Muara Enim, pada bagian barat berbatasan dengan kabupaten Musi Rawas dan pada bagian timur berbatasan langsung dengan Kabupaten Banyuasin. Selain itu Kabupaten Musi Banyuasin mempunyai 9 buah kecamatan termasuk kecamatan Bayung Lencir (Santoso, 2001)

Di Kabupaten Musi Banyuasin merupakan daerah yang kaya akan gas alam, minyak bumi maupun batu bara. Musi Banyuasin telah diketahui mempunyai 3 buah lapangan gas yang potensial untuk di eksploitasi yaitu Dayung, Sumpal dan Suban. Lapangan Suban merupakan lapangan yang mempunyai kapasitas gas sangat besar sekali serta kualitas gas yang bagus dibandingkan lapangan gas lainnya. Hal tersebut dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 2.1. Data Komposisi Keluaran Sumur (Kurniawan, 2006)

Komponen	Dayung	Sumpal	Suban
CO ₂	29,96	35,66	5,29
H ₂ S	100 ppm	60 ppm	12 ppm
N ₂	0,51	0,28	0,15
C ₁	66,80	62,06	85,69
C ₂	0,81	0,15	3,47
C ₃	0,06	0,02	0,94
C ₄ ⁺	0,06	0,00	1,73
H ₂ O	1,80	1,8	2,73



Lapangan gas Suban diharapkan dapat menjadi suplai utama kebutuhan gas karena mempunyai banyak sumur dengan kapasitas reservoir yang sangat besar. Selain itu biaya produksi pengolahan gas dari Lapangan Suban relatif lebih rendah dibandingkan dengan gas alam yang berasal dari lapangan gas lainnya. Hal ini dapat dilihat pada tabel dibawah ini, dimana gas dari Lapangan Suban sudah mempunyai kandungan metana lebih besar 85% dan juga mengandung sedikit pengotor seperti CO₂ dan H₂S. Gas dari Lapangan Suban juga banyak menghasilkan produk samping berupa kondensat dibandingkan lapangan gas lainnya, hal ini dapat dilihat kandungan C₄⁺ dari Lapangan Gas Suban jauh lebih tinggi dibandingkan yang lainnya.

Tabel 2.2. Data Komposisi Keluaran Sumur Suban (Kurniawan, 2006)

Komponen	Fraksi Mol
H ₂ S	0,0000127
CO ₂	0,0520
N ₂	0,0010
C ₁	0,8447
C ₂	0,0341
C ₃	0,0097
i-C ₄	0,0029
n-C ₄	0,0029
i-C ₅	0,0018
n-C ₅	0,0012
C ₆	0.0019
C ₇ ⁺	0.0084
H ₂ O	0.0395
Total	1.0000

Lapangan Gas Suban mempunyai 6 buah sumur yaitu Suban 2, Suban 3, Suban 4, Suban 6, Durian Mabok 2, Suban 5, Suban 7, Suban 8, Suban 10 dan Suban 11. Masing-masing sumur mempunyai desain laju alir dan diameter pipa aliran yang berbeda. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada tabel dibawah ini.



Tabel 2.3. Data Sumur dan Jalur Aliran (Kurniawan, 2006)

Sumur	Aliran Desain (MMSCFD)	Diameter Pipa Aliran (in)	Panjang Pipa Aliran (m)
Suban 2	95	8/0,375	3262
Suban 3	33	6/0,375	2050
Suban 4	225	16/0,562	5098
Suban 6	83	8/0,375	2335
Durian Mabok 2	240	16/0,562	5027
Suban 5	49	8/0,344	4271
Suban 7	71	10/0,438	5182
Suban 8	61	10/0,438	6500
Suban 10	300	16/0,562	5000
Suban 11	300	16/0,562	900

Pemanfaatan semua sumur kecuali Suban 10 dan Suban 11 selama ini dijadikan umpan untuk kilang pengolahan gas *existing* untuk pemenuhan energi di Riau serta Singapore.

Sumur Suban 10 dan Suban 11 merupakan sumur eksplorasi baru yang mempunyai aliran desain yang besar. Kedua sumur tersebut bersamaan dengan Durian Mabok 2 akan digunakan sebagai umpan untuk kilang yang akan dirancang dengan harapan dapat memenuhi kebutuhan energi untuk daerah Jawa Barat.

2.2 Tinjauan Bahan Baku

2.2.1. Definisi Gas Alam (Indonesia Energy, 2004)

Gas alam merupakan campuran gas yang mengandung senyawa-senyawa hidrokarbon dalam jumlah besar dan mudah terbakar. Gas alam juga merupakan bahan bakar fosil seperti minyak bumi dan batubara. Gas alam biasanya mengandung 85% metana (CH_4) dan sekitar 10% etana (C_2H_6), serta mengandung sejumlah kecil propana (C_3H_8), butana (C_4H_{10}), pentana (C_5H_{12}) dan alkana lainnya.

Secara umum kandungan hidrokarbon di dalam gas alam bervariasi tergantung terutama pada lokasi reservoir gas. Gas alam, yang biasanya ditemukan bersamaan dengan



deposit minyak bumi dalam lapisan bumi, diekstraksi dan disuling menjadi bahan bakar yang memenuhi 25% pasokan energi dunia.

Gas alam mengandung sejumlah kecil senyawa-senyawa pengotor, termasuk didalamnya adalah karbon dioksida (CO₂), hidrogen sulfida (H₂S) dan nitrogen (N₂). Adanya senyawa-senyawa pengotor ini dapat mengurangi nilai panas dan merusak sifat-sifat dasar dari gas alam itu sendiri, untuk mencegah hal tersebut dilakukan pemurnian atau penghilangan senyawa-senyawa pengotor tersebut selama proses penyulingan atau proses pengolahan.

Gas alam dapat digunakan sebagai bahan bakar dan juga sebagai bahan baku untuk industri kimia. Sebagai bahan bakar untuk rumah tangga, gas alam digunakan sebagai bahan bakar dalam tungku pemanas, pemanas air, kompor untuk memasak, dan pengering pakaian. Sebagai bahan bakar industri, gas alam digunakan dalam tungku yang didesain khusus yang biasanya digunakan untuk membakar batu bara, keramik, dan untuk memproduksi semen. Gas alam juga digunakan untuk membuat uap pada *boiler* dan sebagai sumber panas dalam proses pembuatan gelas dan pemrosesan makanan.

Gas alam merupakan bahan baku untuk industri petrokimia, yaitu industri yang memproduksi bahan-bahan kimia yang merupakan turunan langsung dari minyak bumi atau gas alam. Produk petrokimia digunakan sebagai produk dasar untuk membuat pupuk, deterjen, farmasi, plastik, dan sejumlah besar produk lainnya.

2.2.2. Klasifikasi Gas Alam (Othmer, 1992)

Gas alam merupakan campuran gas yang mengandung senyawa-senyawa hidrokarbon dalam jumlah besar dan sisanya non-hidrokarbon yang ditemukan pada lapisan tanah di bawah permukaan bumi. Gas alam tidak berwarna, tidak memiliki bentuk tetap dan tidak berbau dalam wujud murninya. Gas alam memiliki nilai bakar yang tinggi, bersih (menghasilkan hanya sedikit produk limbah yang berpotensi menjadi polutan di udara).

Gas alam diklasifikasikan sesuai dengan komposisi yang dikandungnya. Jenis-jenis gas alam :

1. *Associated gas* : gas alam bebas yang berkontak langsung dengan minyak mentah tapi tidak terlarut.
2. *Dissolved gas* : gas alam yang terlarut dengan minyak mentah dalam reservoir.



3. *Dry gas* : gas alam yang kandungan airnya sudah dikurangi dengan proses dehidrasi, atau gas alam yang mengandung sedikit atau tidak mengandung hidrokarbon berat yang bisa dicairkan.
4. *Liquefied Natural Gas (LNG)* : gas alam yang sudah dicairkan dengan menurunkan suhunya hingga 111 K pada tekanan atmosferik. Wujudnya tetap cairan pada suhu 191 K dan 4,64 Mpa.
5. *Natural Gas Cairan (NGL)*: campuran hidrocarbon cair yang berupa gas pada suhu dan tekanan reservoir, tetapi bisa diambil kembali dengan kondensasi atau absorpsi.
6. *Nonassociated gas* : gas alam bebas yang tidak berkontak langsung ataupun terlarut dengan minyak mentah.
7. *Sour gas* : gas yang secara alami mengandung hidrogen sulfida (yang merupakan gas tanpa warna, dengan bau seperti telur busuk) dan karbon dioksida dengan konsentrasi melebihi batas untuk digunakan karena menyebabkan korosi dan beracun.
8. *Acid gas* : kontaminan gas alam berupa gas hidrogen sulfida dan karbon dioksida yang bersifat korosi dan beracun.
9. *Sweet gas* : gas yang secara alami mengandung sedikit sulfur dan karbon dioksida, tetapi masih bisa ditolerir sehingga dapat digunakan tanpa perlu proses pemurnian.
10. *Wet gas* : gas alam yang mengandung jumlah senyawa hidrokarbon lainnya yang masih satu keluarga (homolog) alkana dengan metana, dengan massa molekul yang lebih besar, yang terdiri atas etana, propana, dan butana.
11. *Residue gas* : gas alam yang tersisa (kebanyakan metana) setelah senyawa alkana dengan berat molekul yang lebih tinggi diekstraksi dari gas basah.

2.3 Tinjauan Produk

2.3.1. Gas Jual

Gas jual merupakan produk utama dari proses pengolahan gas alam, merupakan campuran gas dengan komposisi utama adalah gas metana (>90%). Secara umum gas jual nantinya akan digunakan sebagai bahan bakar dalam suatu industri seperti PLTG, GTG maupun bahan bakar *boiler* untuk proses *steam flooding* pada sumur *artificial lift*.



Gas jual harus memenuhi spesifikasi yang telah ditentukan. Hal ini berkaitan dari segi ekonomi, logistik, keselamatan dan keamanan maupun perawatan konsumen. Distribusi gas jual menggunakan sistem pipa mulai dari produsen sampai konsumen, semuanya ini biasanya di koordinasi oleh TGI (Transportasi Gas Indonesia) yang merupakan anak perusahaan dari PGN (Perusahaan Gas Negara)

Berikut ini standar kandungan dari gas alam yang umum digunakan di dunia.

Tabel 2.4. Data Kualitas Gas Alam dalam Jalur Pipa (GPSA, 2004)

Komponen	Minimum	Maksimum
Komponen Mayor dan Minor, mol %		
• Metana	75	-
• Etana	-	10
• Propana	-	5
• Butana	-	2
• Pentana dan komponen lebih berat	-	0,5
• Nitrogen dan komponen Inert	-	3
• Karbon dioksida	-	2-3
• Total gas terlarut	-	4-5
Komponen Pengotor		
• Hidrogen Sulfida	-	0,25-0,3 gr/100 SCF
• Mercaptan Sulfur	-	-
• Total Sulfur	-	5-20 gr/100 SCF
• Uap Air	-	4-7 lb/MMSCF
• Oksigen	-	1%
Karakteristik Lainnya		
• Nilai Pembakaran, <i>btu/scf</i>	950	1150
Cairan: Bebas dari kandungan air dan cairan hidrokarbon pada tekanan dan suhu pengiriman.		
Padatan: Bebas dari padatan dalam jumlah yang mengganggu untuk utilisasi dan transmisi alat (3-15 mikron, maksimum).		



Sedangkan batas maksimum kandungan beberapa senyawa dalam gas jual yang digunakan di Indonesia dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel 2.5. Batas Maksimum Kandungan Senyawa dalam Gas Jual (Kurniawan, 2006)

Spesifikasi	Unit Satuan	Nilai
<i>Higher Heating Value (HHV)</i>	Btu/SCF	1000 +/- 10%
<i>Lower Heating Value (LHV)</i>	Btu/SCF	900 +/- 10%
Tekanan pada saat pengiriman	Psig	1060
PENGOTOR		
Hidrokarbon cair	gal/MSCF	0,1
CO ₂	% mol	5,0
H ₂ S	ppmV	8,0
Total sulphur	ppmW	30,0
Nitrogen	%mol	5,0
Air	lb/MMSCF	15,0
Logam alkali	ppmW	1,0
Partikel padat	ppmW	30,0

Komposisi yang dikandung gas jual selain terdiri dari sebagian besar metana, terdapat juga senyawa-senyawa hidrokarbon parafin lainnya seperti etana, propana dan butana. Namun komponen-komponen lain tersebut terdapat dalam jumlah yang kecil. Pengotor lain yang mungkin terkandung dalam gas jual adalah karbon dioksida dan nitrogen yang biasanya juga terdapat dalam jumlah kecil. Komposisi gas jual ini juga bermacam-macam tergantung pihak yang mengolah dan komposisi gas alam yang menjadi bahan baku gas jual.

Penggunaan gas jual sebagai bahan bakar mempunyai keunggulan dibandingkan dengan bahan bakar minyak yang ada saat ini. Keunggulan-keunggulan tersebut diantaranya adalah pembakaran yang bersih sehingga penggunaan gas jual dapat mengurangi polusi udara karena apabila terbakar tidak menghasilkan jelaga dan juga karena kandungan sulfurnya yang kecil, maka SO_x yang merupakan hasil pembakaran sangat kecil. Selain itu, pembakaran gas jual terjadi lebih sempurna karena langsung



bercampur dengan udara dan dalam penggunaannya lebih praktis karena di dalam pendistribusian ke konsumen dilakukan melalui perpipaan layaknya perpipaan air bersih.

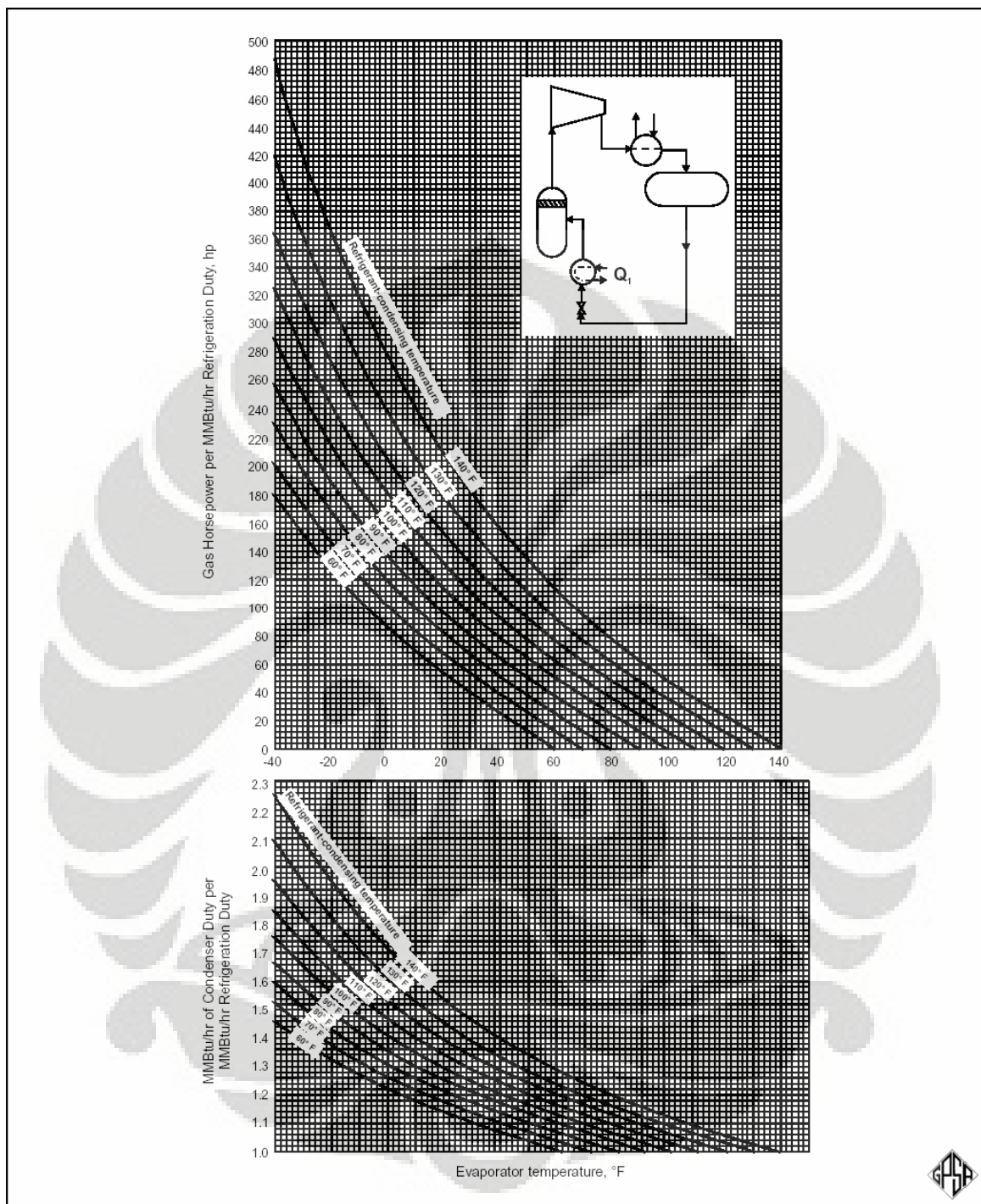
2.3.2. Propana

Propana merupakan produk yang dihasilkan secara intermiten, produk ini diperlukan sebagai bahan pendingin dalam sistem refrigerasi. Komponen utama adalah propana (>99.0%), produk ini dibuat dengan menggunakan *depropanizer*.

Berikut ini adalah sifat fisik dari beberapa komponen yang digunakan sebagai refrigeran serta energi yang diperlukan untuk proses refrigerasi:

Tabel 2.6. Sifat Fisik dari Refrigeran Umum (GPSA, 2004)

ASHRAE Refrigerant Number	Chemical Name	Chemical Formula	Molecular Weight	Normal Boiling Point °F @ 14.696 psia	Critical Temperature °F	Critical Pressure psia	Freezing Point °F @ 14.696 psia	Liquid Viscosity Centipoise	Liquid Thermal Conductivity	Specific Heat Ratio $k = C_p/C_v$	Toxicity UL Group Classification
									Btu (hr . sq ft . °F)/ft		
11	Trichloro-fluoromethane	CCl ₃ F	137.4	74.8	388.4	640.0	-168	0.421 @ NBT 0.395 @ 86°F	0.0506 @ NBT 0.0498 @ 86°F	1.13	5
114	Dichlorotetra-fluoroethane	CClF ₂ OCF ₂	170.0	38.4	294.3	474.0	-137	0.44 @ NBT 0.32 @ 86°F	0.0405 @ NBT 0.0366 @ 86°F	1.09	6
12	Dichlorodifluoro methane	CCl ₂ F ₂	120.9	-21.6	233.6	597.0	-252	0.358 @ NBT 0.206 @ 86°F	0.0518 @ NBT 0.0392 @ 86°F	1.14	6
22	Chlorodifluoro methane	CHClF ₂	86.5	-41.4	204.8	716.0	-256	0.33 @ NBT 0.192 @ 86°F	0.0695 @ NBT 0.0495 @ 86°F	1.18	5a
600	N-Butane	C ₄ H ₁₀	58.1	31.1	305.6	550.7	-217	0.213 @ NBT 0.159 @ 86°F	0.0663 @ NBT 0.061 @ 86°F	1.09	5b
290	Propane	C ₃ H ₈	44.1	-43.7	206.0	616.3	-305	0.21 @ NBT 0.101 @ 86°F	0.076 @ NBT 0.056 @ 86°F	1.14	5b
1270	Propylene	C ₃ H ₆	42.1	-53.9	197.1	667.2	-301	0.15 @ NBT 0.089 @ 86°F	0.082 @ NBT 0.057 @ 86°F	1.15	5b
170	Ethane	C ₂ H ₆	30.1	-127.4	9.01	707.8	-297	0.168 @ NBT 0.039 @ 86°F	0.082 @ NBT 0.048 @ 86°F	1.19	5b
1150	Ethylene	C ₂ H ₄	28.1	-154.8	48.6	731.1	-272	0.17 @ NBT 0.07 @ 86°F	0.111 @ NBT 0.031 @ 86°F	1.24	5b
50	Methane	CH ₄	16.0	-258.7	-116.7	667.8	-296	0.118 @ NBT 0.25 @ 5°F	0.110 @ NBT 0.29 @ 32°F	1.305	5b
717	Ammonia	NH ₃	17.0	-28.0	270.4	1636.0	-108	0.207 @ 86°F	0.29 @ 86°F	1.29	2



Gambar 2.1. Sistem Refrigerasi Propana Satu Tahap (GPSA, 2004)



2.3.3. Kondensat

Selain kedua produk utama di atas, kilang pengolahan gas yang akan dirancang ini juga mempunyai produk samping. Produk samping yang dihasilkan berupa kondensat.

Spesifikasi kondensat, yang merupakan produk samping, adalah campuran hidrokarbon yang mempunyai fasa cair pada tekanan atmosfer dan suhu lingkungan. Kondensat terdiri dari fraksi berat hidrokarbon yang umumnya terdiri dari pentana (iso dan normal) dan komponen hidrokarbon lain yang lebih berat. Produk ini diperoleh dari hasil pengolahan kilang minyak bumi atau gas alam.

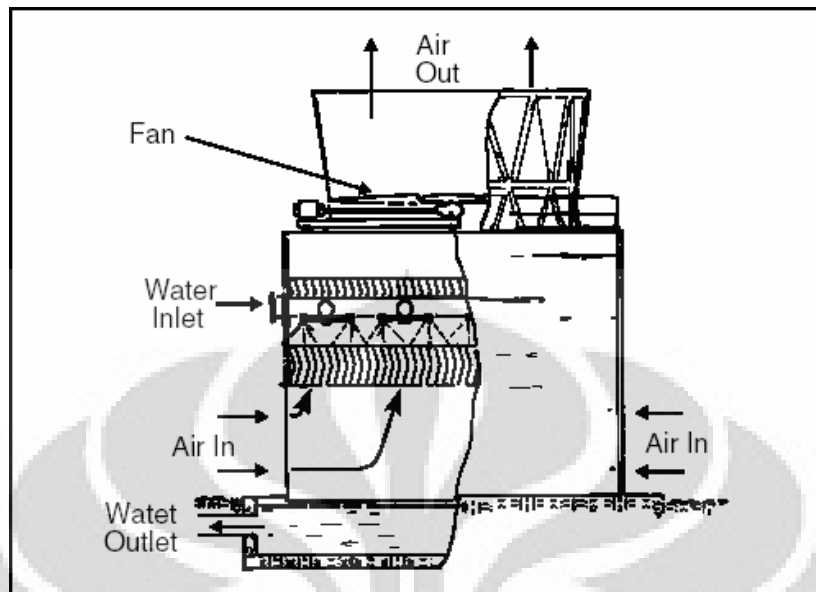
2.4 Proses Pengolahan

2.4.1. Penurunan Suhu Gas Umpan

Gas alam yang berasal dari sumur mempunyai suhu yang tinggi sebesar 240 °F oleh karena itu pada proses pertamanya gas tersebut harus didinginkan terlebih dahulu sampai mencapai suhu 115 °F dengan menggunakan *cooler*. *Cooler* tersebut berupa *fin fan cooler* yang mempunyai bentuk seperti baling besar untuk menyedot udara atmosfer.

Gas masuk melalui bagian *tube* didalam *box cooler* diatas baling-baling besar, udara yang terhisap baling tersebut kemudian melewati bagian *tube* tersebut sehingga terjadi pertukaran panas antara gas panas dalam *tube* dengan udara yang menyebabkan keluaran gas dari *tube* tersebut turun menjadi 115 °F.

Sebagian dari *cooler* akan didisain dengan menggunakan *variable frequency drives* dimana *cooler* itu akan berputar sesuai kebutuhan mengikuti *set point* suhu keluaran yang akan dicapai sehingga penggunaan energi listrik dapat lebih hemat dan juga pengontrolan lebih mudah.

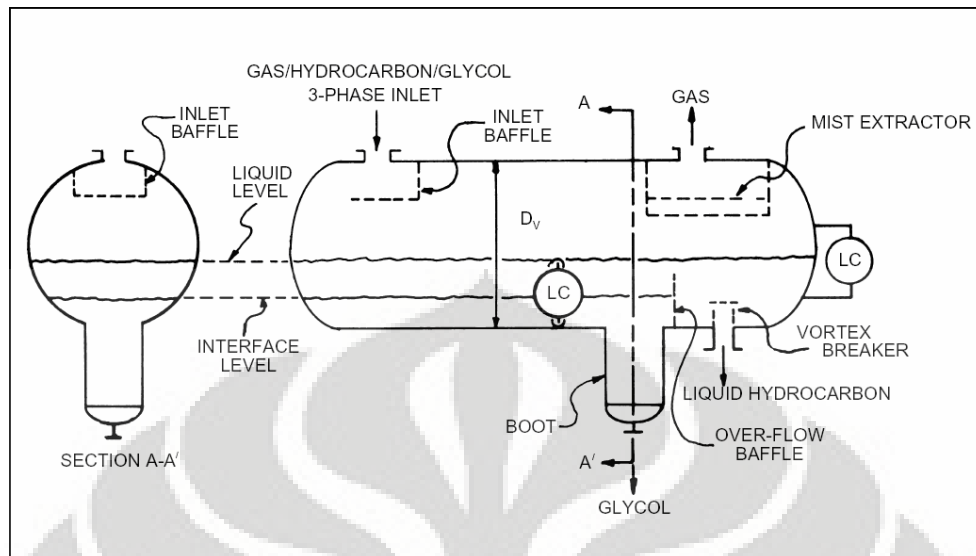


Gambar 2.2. Gambaran Umum Kerja *Fin Fan Cooler* (GPSA, 2004)

2.4.2. Pemisahan Cairan Hidrokarbon dan Air

Pemisahan cairan hidrokarbon dan air terjadi didalam sebuah separator. Pemisahan ini terjadi berdasarkan perbedaan berat jenis dari setiap komponennya. Selain itu pemisahan terjadi karena adanya efek tumbukan pada saat gas ditumbukkan ke *deflektor* pada bagian dalam separator sehingga kandungan cairan dalam gas terpisahkan.

Tipe separator yang digunakan adalah jenis horisontal separator dengan tipe separator tiga fasa yang berfungsi memisahkan gas, cairan hidrokarbon dan air. Aliran gas yang sudah terpisah akan terus dilanjutkan ke proses selanjutnya, untuk hidrokarbon akan di kontrol untuk masuk ke proses stabiliser kondensat sedangkan untuk air akan di kontrol untuk dialirkan kedalam tangki air produksi.

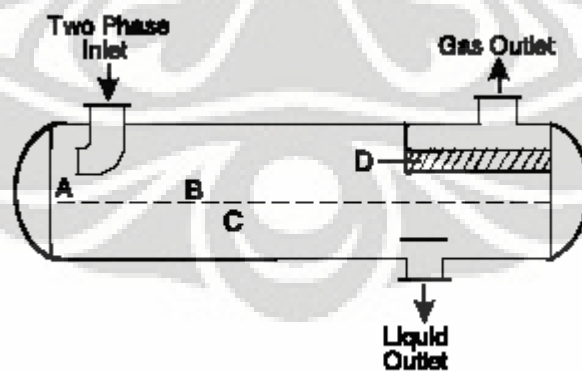


Gambar 2.3. Separator 3 Fasa Horizontal dengan *Mish Extractor* (GPSA, 2004)

2.4.3. Pemisahan Cairan Aerosol dan Partikel Padat

Pemisahan kandungan aerosol dan partikel terjadi didalam filter separator. Fungsi pemisahan ini adalah untuk mencegah terjadinya foaming didalam kontaktor amin karena masih banyaknya kandungan hidrokarbon/aerosol dan juga partikel padatan sehingga proses pemurnian akan terganggu.

Separator merupakan jenis horisontal separator dengan tipe separator dua fasa yang dilengkapi dengan filter dan *vane pack* untuk proses pemisahannya. Selanjutnya kandungan cairan akan dikontrol dan dialirkan menuju stabiliser kondensat.



Gambar 2.4. *Separator 2 Fasa Horizontal* (GPSA, 2004)



2.4.4. Pemisahan Hidrogen Sulfida dan Karbon dioksida

Merupakan inti dari proses pengolahan gas alam karena gas alam yang diperoleh dari sumur, biasanya masih mengandung uap air dan kebanyakan mengandung pengotor-pengotor utama berupa H_2S dan/atau CO_2 yang disebut juga sebagai *acid gas*. H_2S dan CO_2 merupakan komponen-komponen yang tidak diinginkan dalam proses gas alam. Gas-gas ini bersifat asam, korosi dan beracun. Maka dari itu diperlukan suatu perlakuan khusus untuk menghilangkan *acid gas* ini.

Proses penghilangan *acid gas* tersebut disebut juga dengan proses pemurnian. Sekarang ini telah banyak dikenal proses-proses untuk menghilangkan H_2S . Biasanya proses ini dikategorikan secara umum berdasarkan mekanisme primernya yaitu sebagai adsorpsi dan absorpsi (Campbell, 1982)

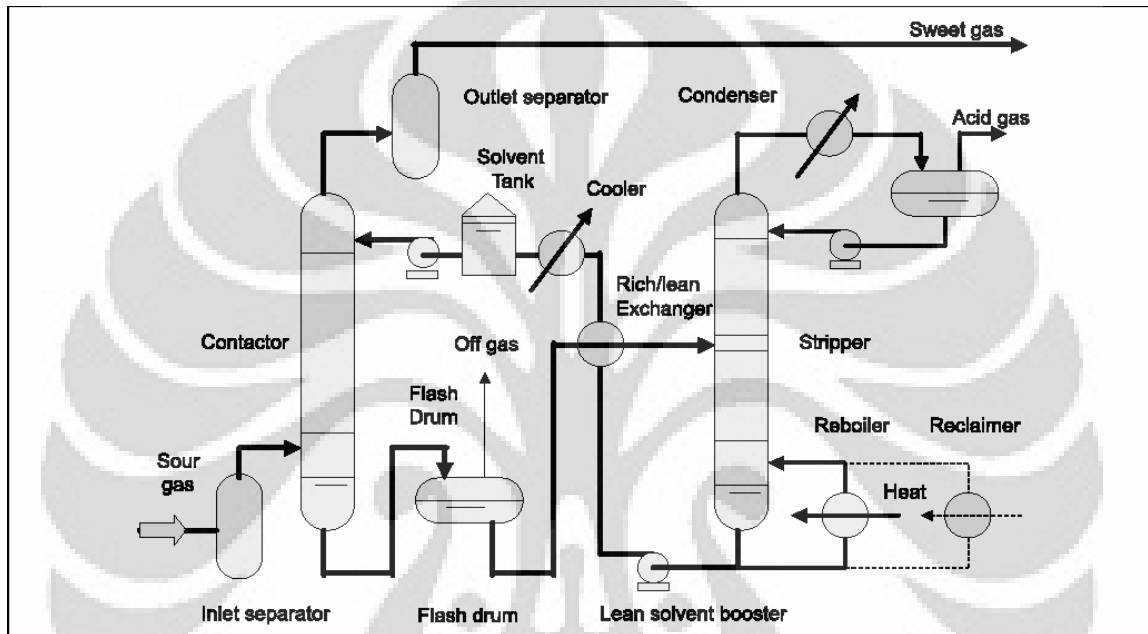
Proses adsorpsi adalah proses yang mengkonsentrasikan gas alam pada permukaan padatan atau cairan untuk menghilangkan atau meminimalisir ketidakmurnian. Proses adsorpsi yang didasarkan pada adsorpsi hidrogen sulfida ke dalam suatu padatan *fixed bed* merupakan salah satu jenis yang paling lama diaplikasikan dalam hal pemurnian gas. Senyawa yang paling sering digunakan sebagai adsorban untuk gas dengan konsentrasi rendah adalah besi oksida (Fe_2O_3). Proses jenis ini tidak digunakan sesering proses yang menggunakan cairan namun ada beberapa keuntungan yang membuat proses ini layak untuk dipertimbangkan. Pengembangan selanjutnya dari teknologi adsorpsi ini adalah dengan digunakannya *molecular sieve*.

Proses dengan menggunakan padatan ini cenderung memiliki selektivitas yang tinggi dan tidak menghilangkan jumlah CO_2 secara signifikan. Sebagai akibatnya, aliran H_2S dari proses biasanya berada dalam kemurnian yang tinggi. Sebagai tambahan, tekanan memiliki pengaruh yang relatif kecil terhadap kapasitas adsorpsi sebuah agen pemurni. Beberapa proses padatan ini berjenis proses *batch* dan cenderung memiliki biaya investasi untuk pembelian adsorban yang tinggi. Namun demikian, adsorpsi yang digunakan untuk penghilangan pengotor dengan kandungan kurang dari 5% bisa menjadi lebih ekonomis dibandingkan dengan jenis proses yang lain.

Proses absorpsi merupakan proses yang lebih sering digunakan untuk menghilangkan H_2S . Proses ini menggunakan solven cair untuk mengabsorb hidrogen



sulfida dan menghasilkan aliran gas yang bersih atau *sweet gas*. Solven yang telah kaya akan hidrogen sulfida dapat diregenerasi untuk digunakan kembali. Proses regenerasi ini nantinya akan menghasilkan aliran yang kaya akan hidrogen sulfida. Aliran ini kemudian akan diproses lebih lanjut sebagai produk *downstream* dalam sebuah *Sulfur Recovery Unit*. Banyak proses absorpsi juga menghilangkan karbon dioksida, karbonil sulfida, karbon disulfida dan merkaptan, seiring dengan penghilangan hidrogen sulfida (Campbell, 1982)



Gambar 2.5. Skema Absorpsi Gas Alam (GPSA, 2004)

2.4.4.1. Pemilihan Amin

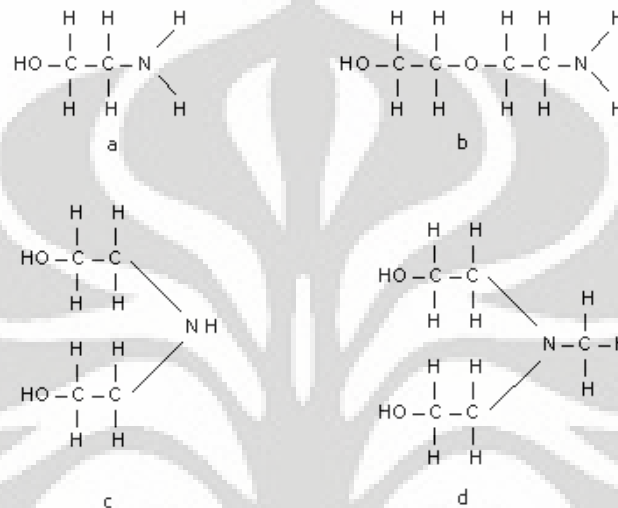
Alkanolamin (Hass, 1974) adalah solven untuk menghilangkan H_2S dan CO_2 dari gas alam yang paling dikenal dan paling sering digunakan. Penggunaan dari alkanolamin telah dipatenkan semenjak tahun 1930. Beberapa alkanolamin yang dikenal antara lain, yaitu diantaranya :

1. Monoetanolamin (MEA).
2. Dietanolamin (DEA)
3. Diglicolamin (DGA), dan
4. Metildietanolamin (MDEA).

Semua solven ini sangat reaktif, oleh karena itu solven-solven ini sangat baik digunakan untuk memurnikan gas alam. Proses yang menggunakan alkanolamin (proses



amin) ini umumnya sangat baik untuk digunakan pada kandungan H₂S yang rendah (sekitar 5-25% mol) dan biasanya memiliki tingkat kemurnian yang tinggi (<4 ppmV H₂S tersisa) ketika digunakan untuk memurnikan gas alam. Struktur molekul tiap-tiap solven dapat dilihat pada Gambar 2.6.



Gambar 2.6.

Struktur kimia untuk alkanolamin yang umum digunakan dalam proses pemurnian gas alam, (a) Monoethanolamin (MEA); (b) Diglycolamin (DGA); (c) Diisopropanolamin (DIPA); (d) Methyldiethanolamin (MDEA). (GPSA, 2004)

a. Monoethanolamin (MEA)

MEA merupakan suatu amin dasar yang terkuat dan sangat reaktif terhadap *acid gas*. MEA akan menghilangkan hidrogen sulfida beserta karbon dioksida dan umumnya dikenal tidak selektif antara kedua *acid gas* ini. Dengan berat molekulnya yang paling kecil jika dibandingkan dengan amin lain, MEA memiliki kapasitas membawa *acid gas* yang terbesar dalam satu satuan berat atau basis volum. Hal ini berarti lebih sedikit sirkulasi yang diperlukan larutan untuk menghilangkan *acid gas* yang ada. Sebagai tambahan, MEA stabil secara kimia sehingga dapat meminimisasi degradasi larutan, selain itu MEA juga dapat dipisahkan dengan mudah dari *acid gas* melalui pelucutan dengan menggunakan panas. Keuntungan lainnya adalah MEA merupakan solven yang termurah dan memiliki ko-absorpsi hidrokarbon yang terendah. Kekurangan MEA adalah, proses ini memiliki kecenderungan yang besar akan terjadinya korosi dan *foaming*.

**b. Dietanolamin (DEA)**

Proses penggunaan DEA tidak jauh berbeda dengan MEA, perbedaannya terletak pada reaksi DEA dengan karbonil sulfida dan karbon disulfida. Reaksi antara DEA dengan karbonil sulfida dan karbon disulfida lebih lambat jika dibandingkan dengan MEA, dan menghasilkan produk yang juga berbeda. Sebagai akibatnya ada sebagian kecil DEA yang hilang yang disebabkan karena reaksi dengan komponen-komponen sulfur tersebut. DEA cenderung lebih memiliki ketahanan terhadap degradasi akibat karbonil sulfida dan karbon disulfida jika dibandingkan dengan MEA. DEA juga merupakan larutan yang non-selektif. Setelah regenerasi, larutan DEA mengandung konsentrasi *acid gas* sisa yang lebih rendah jika dibandingkan dengan MEA.

c. Diglikolamin (DGA)

DGA merupakan salah satu amin primer yang memiliki semua kelebihan potensial antara lain kereaktifan yang tinggi, tekanan kesetimbangan parsial yang rendah, dan lain-lain yang merupakan karakteristik dari etanolamin primer. Walaupun DGA merupakan etanolamin primer namun ia juga mempertahankan kelebihan yang sama dengan DEA yaitu memiliki *acid gas* sisa dengan kandungan konsentrasi yang sangat rendah pada larutan yang telah diregenerasi. Kekurangan dari larutan ini adalah, biaya solven yang tinggi serta memiliki kecenderungan yang tinggi untuk mengabsorb hidrokarbon-hidrokarbon berat.

d. Metildietanolamin (MDEA)

MDEA merupakan suatu amin tertier dan memiliki selektivitas terhadap H_2S . MDEA memiliki beberapa keunggulan antara lain, memiliki ketahanan yang lebih tinggi terhadap degradasi dan korosi, dengan konsentrasi solven yang tinggi dan panas reaksi yang lebih rendah relatif terhadap MEA dan DEA membuat solven ini dapat menyimpan energi atau dapat meningkatkan kapasitas dalam fasilitas yang menggunakannya. Kekurangannya adalah biaya solven yang mahal.



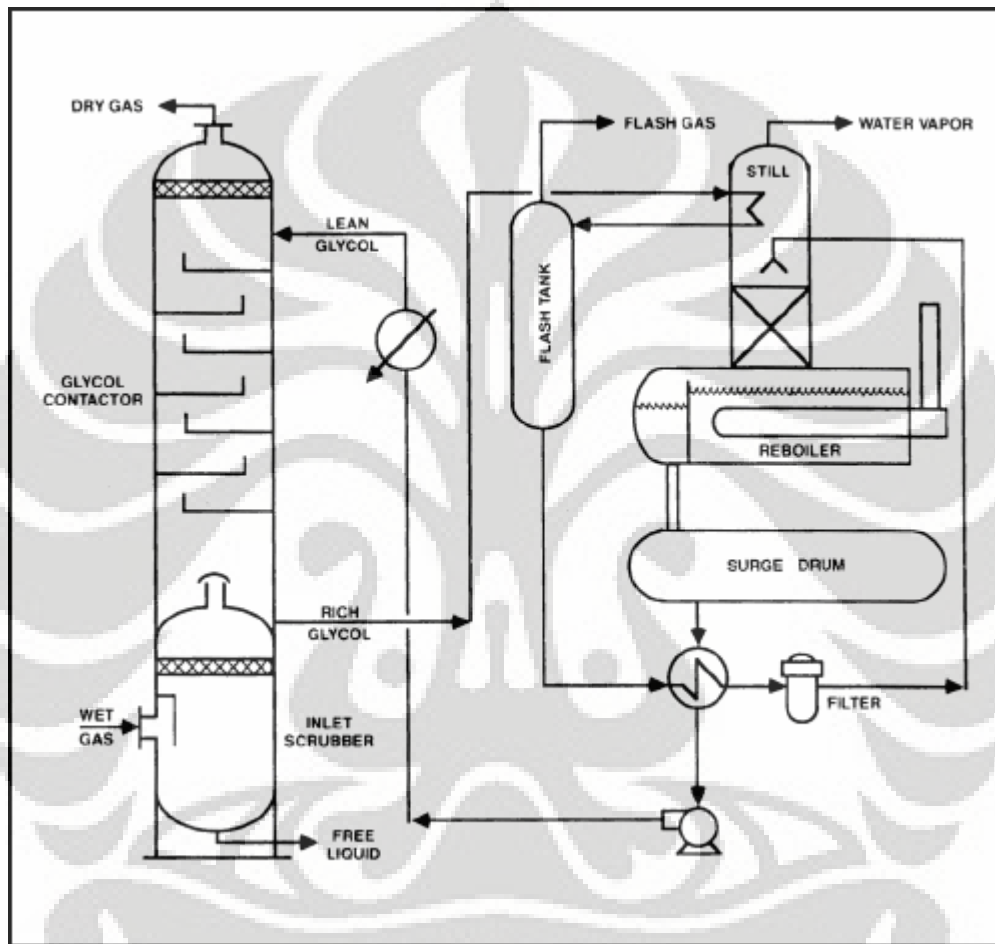
Tabel 2.7. Sifat Fisik dari Jenis Larutan Amin (GPSA, 2004)

	Monoethanol-amine	Diethanol-amine	Triethanol-amine	Diglycol[®]-amine	Diisopropanol-amine	Selexol[®]
Formula	HOC ₂ H ₄ NH ₂	(HOC ₂ H ₄) ₂ NH	(HOC ₂ H ₄) ₃ N	H(OC ₂ H ₄) ₂ NH ₂	(HOC ₃ H ₆) ₂ NH	Polyethylene glycol derivative
Molecular Wt	61.08	105.14	148.19	105.14	133.19	280
Boiling point @ 760 mm Hg, °F	338.9	516.2 (decomposes)	680 (decomposes)	430	479.7	518
Freezing point, °F	50.9	82.4	72.3	9.5	107.6	-20
Critical constants						
Pressure, psia	868	474.7	355	547.11	546.8	-
Temperature, °F	662	827.8	957.7	756.6	750.6	-
Density @ 20°C, gm/cc.	1.018	1.095	1.124	1.058 @ 60°F	0.999 @ 30°C	1.031 @ 77°F
Weight, lb/gal	8.48 @ 60°F	9.09 @ 60°F	9.37 @ 68°F	8.82 @ 60°F		8.60 @ 77°F
Specific gravity 20°C/20°C	1.0179	1.0919 (30/20°C)	1.1258	1.0572	0.989 @ 45°C/20°C	-
Specific heat @ 60°F, Btu/lb°F	0.608 @ 68°F	0.600	0.70	0.571	0.69 @ 30°C	0.49 @ 41°F
Thermal conductivity						
Btu[(hr • sq ft • °F)/ft] @ 68°F	0.148	0.127	-	0.121	-	0.11 @ 77°F
Latent heat of vaporization, Btu/lb	180 @ 760 mmHg	288 @ 73 mmHg	230 @ 73 mmHg	219 @ 760 mmHg	185 @ 760 mmHg	-
Heat of reaction, Btu/lb of Acid Gas						
H ₂ S			-400	-674	-	-190 @ 77°F
CO ₂			-630	-850	-	-160 @ 77°F
Viscosity, cp	24.1 @ 68°F	350 @ 68°F (at 90% wt. solution)	1013 @ 68°F (at 95% wt. solution)	40 @ 60°F	870 @ 86°F 198 @ 113°F 86 @ 129°F	5.8 @ 77°F
Refractive index, N _d 68°F	1.4539	1.4776	1.4852	1.4598	1.4542 @ 113°F	-
Flash point, COC, °F	200	298	365	260	255	304
<hr/>						
	Propylene Carbonate	Methyldiethanol-amine	Sulfolane[®]	Methanol	10% Sodium Hydroxide	
Formula	C ₃ H ₆ CO ₃	(HOC ₂ H ₄) ₂ NCH ₃	C ₄ H ₈ SO ₂	CH ₃ OH		
Molecular Wt	102.09	119.16	120.17	32.04		19.05
Boiling point @ 760 mm Hg, °F	467	477	545	148.1		217
Freezing point, °F	-56.6	-9.3	81.7	-143.8		14
Critical constants						
Pressure, psia	-		767.3	1153.9		
Temperature, °F	-		1013.8	464		
Density @ 20°C, gm/cc.	1.2057					
Weight, lb/gal		8.68	10.623 @ 30°C/30°C			9.254
Specific gravity 20°C/20°C	1.203	1.0418	1.268	0.7917		1.110
Specific heat @ 60°F, Btu/lb°F	0.335	0.535	0.35 @ 30°C	0.59 @ 5°-10°C		0.897
Thermal conductivity						
Btu[(hr • sq ft • °F)/ft] @ 68°F	0.12 @ 50°F	0.159	0.114 @ 100°F	0.124		
Latent heat of vaporization, Btu/lb		204	225.7 @ 212°F	474 @ 760 mmHg		
Heat of reaction, Btu/lb of Acid Gas						
H ₂ S						
CO ₂						
Viscosity, cp	1.67 @ 100°F 19.4 cs @ -40°F 1.79 cs @ 100°F 0.827 cs @ 210°F	1.3 cs @ 50°F 0.68 cs @ 100°F 0.28 cs @ 212°F	10.3 @ 86°F 6.1 @ 122°F 2.5 @ 212°F 1.4 @ 302°F	0.6 @ 68°F		1.83 @ 68°F 0.97 @ 122°F 0.40 @ 212°F
Refractive index, N _d 68°F	1.4209	1.469	1.481 @ 86°F	1.3286		
Flash point, COC, °F	270	265	350	58		

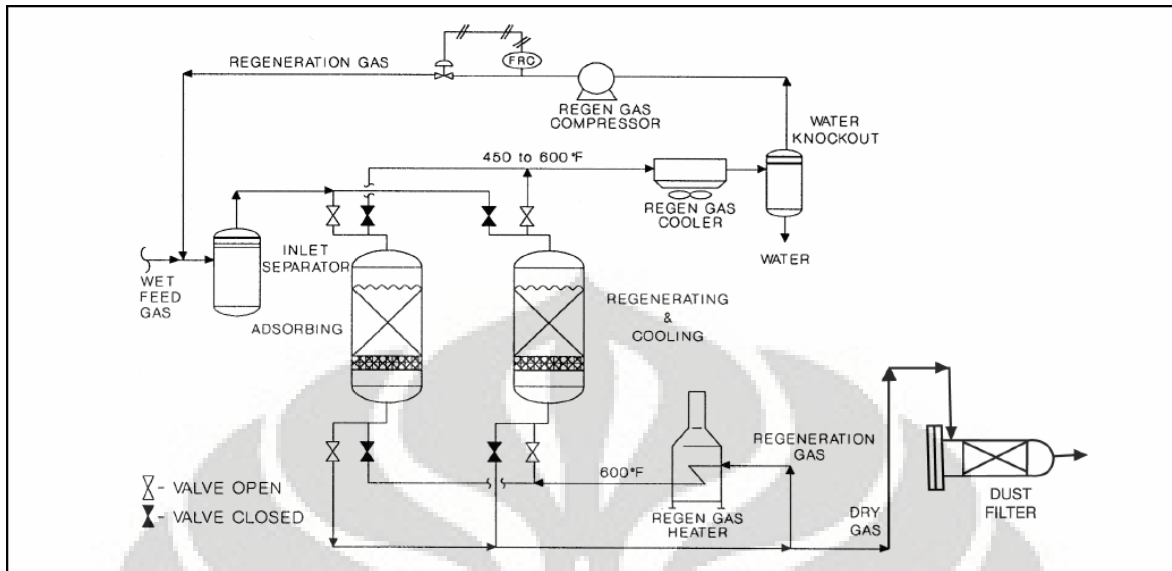


2.4.5. Penghilangan Kandungan Air (Dehidrasi)

Dehidrasi merupakan proses penghilangan kandungan air dari suatu zat atau. Gas alam bisa didehidrasikan dengan beberapa metode, yakni dengan cairan desikan (glikol), padatan desikan (alumina, silika jel, *molecular sieves*), refrigerasi ekspansi dan kalsium klorida (Campbell, 1982)



Gambar 2.7. Diagram Alir Proses Dehidrasi Unit Glikol (GSA, 2004)



Gambar 2.8. Sistem Dehidrasi dengan Menggunakan Desikan (GPSA, 2004)

Biasanya yang menjadi pilihan metode dehidrasi adalah antara glikol dan padatan desikan. Kelebihan proses dehidrasi glikol dari padatan desikan adalah (GPSA, 2004) :

1. Penurunan tekanan antara 5 sampai 10 psi sedangkan 10 sampai 50 psi untuk desikan kering.
2. Dehidrasi glikol bersifat kontinyu, bukan *batch*.
3. Proses penambahan glikol lebih mudah. Penambahan jumlah desikan padat ke kontaktor memerlukan waktu yang lama dan mengganggu proses pengolahan.
4. Unit glikol memerlukan lebih sedikit kalor regenerasi untuk setiap berat kandungan air tertentu, sehingga biaya utilitasnya lebih rendah.
5. Sistem glikol akan tetap beroperasi dengan kehadiran zat yang bisa menghambat proses dehidrasi pada desikan padat.
6. Unit glikol bisa mengurangi kadar air hingga 0.5 lb H₂O/MMSCF.
7. Biaya pemasangan yang lebih murah – Kohl dan Riesenfeld (1979) melaporkan bahwa biaya untuk padatan desikan 50% lebih mahal untuk 10 MMSCFD dan 33% untuk 50 MMSCFD.



Sedangkan beberapa kekurangan unit dehidrasi dengan glikol adalah (GPSA, 2004) :

1. Glikol rentan terhadap kontaminan.
2. Glikol bersifat korosi bila sudah terkontaminasi atau terdekomposisi.
3. Untuk mencapai titik embun air di bawah -25°F memerlukan stripping gas dan kolom *Stahl*.

Jumlah kandungan air yang harus dihilangkan dari gas secara umum tergantung pada suhu terendah dimana gas tersebut diperlakukan baik di aliran perpipaan ataupun selama proses. Di Amerika Serikat, kandungan uap air diturunkan sampai dimana pada suhu -1°C (30°F) tidak akan terjadi kondensasi. Pada iklim yang lebih dingin, kandungan uap air harus diturunkan lebih rendah, agar tidak akan terjadi kondensasi pada suhu yang lebih rendah pula.

Selain itu Glikol bukan hanya mampu mengikat banyak air, tapi juga mampu mengikat Benzena, Toluena, Etil Benzena dan Xilen (BTEX) yang sangat beracun bila terhirup makhluk hidup. Emisi benzena dari ventilasi kolom *still* yang terdapat di dehidrator glikol terjadi karena ikatan yang kuat antara glikol dan hidrokarbon aromatik, termasuk benzena. Selama glikol berada di dalam kontaktor, sebagian besar hidrokarbon berat ini juga terikat oleh glikol. Sebagian besar benzena yang terikat oleh glikol ikut teruapkan ke udara selama proses regenerasi di glikol regenerator. Hal ini dikarenakan titik didih benzena yang rendah yakni 80°C . Untuk mengatasi hal tersebut, aliran gas yang berasal dari hasil penguapan di reboiler glikol regenerator dialirkan ke *waste heat boiler* atau dialirkan ke *thermal oxidizer* untuk digunakan sebagai bahan bakar.

Aplikasi lain dari proses dehidrasi glikol antara lain :

- Menghilangkan kelembaban dari udara bertekanan yang digunakan untuk pengoperasian pembangkit listrik atau untuk *spray painting* pada industri skala besar.
- Menghilangkan kandungan air dari gas di proses *LNG*.
- Menghilangkan kandungan air di proses pemisahan gas atau gas umpan di kilang petrokimia.
- Mencegah terjadinya hidrat pada sistem refrigerasi.



2.4.5.1. Pembentukan Hidrat

Hidrat adalah kombinasi fisik dari air dan molekul-molekul kecil lain dan membentuk suatu padatan yang memiliki penampilan mirip es tapi dengan struktur yang berbeda dengan es. Keberadaan hidrat dalam sistem gas ataupun gas alam cairan bisa menyumbat perpipaan, peralatan dan instrumen serta menghambat dan mengganggu aliran gas.

Kondisi-kondisi yang mempengaruhi pembentukan hidrat antara lain (GPSA, 2004) :

Pengaruh Utama :

- Gas atau cairan harus berada tepat atau di bawah titik embun air atau kondisi jenuhnya.
- Suhu
- Tekanan
- Komposisi

Pengaruh Lainnya :

- Pengaruh pengadukan
- Pengaruh kinetik
- Tempat fisik yang mendukung pembentukan hidrat seperti sudut pipa, orifice, *thermowell*.
- Salinitas.

Secara umum, pembentukan hidrat bisa terjadi ketika tekanan bertambah dan atau suhu menurun terhadap kondisi pembentukannya. Hal penting yang harus diperhatikan dalam pembentukan hidrat adalah bahwa suhu gas yang memasuki dehidrator harus di atas titik pembentukan hidrat. Biasanya, gas di kompres dan di dinginkan menyesuaikan kebutuhan pencegahan terbentuknya hidrat.



2.4.5.2. Pemilihan Glikol

Glikol adalah diol, yakni campuran yang terdiri dari 2 grup hidroksil yang terikat pada dua atom karbon yang berbeda dalam suatu rantai *aliphatic*. Glikol yang umum ditemukan adalah etilen glikol dengan formula umumnya adalah $C_{2n}H_{4n}O_{n-1}(OH)_2$.

Ketersediaan glikol pada umumnya adalah (Hass, 1974) :

1. Etilen Glikol

Memiliki keseimbangan uap yang tinggi dengan gas, sehingga cenderung untuk ikut menguap selama proses pemanasan di kontaktor. Digunakan sebagai inhibitor hidrat yang masih dapat direcover dari gas dengan pemanasan di bawah 50°F.

Etilen glikol, EG adalah cairan yang tidak berwarna, tidak berbau, viskositas rendah, volatilitas rendah dan sangat higroskopis. Cairan ini melarut sempurna dengan air dan cairan organik lainnya. Kegunaan dari etilen glikol sangat banyak. Beberapa aplikasinya adalah *polyester* resin untuk fiber, penyimpanan PET, antibeku dan *anticoolant* untuk otomotif segala cuaca, *defrosting* dan *deicing*, larutan penukar panas untuk pendingin dalam kompresor, formula berbahan dasar air sebagai adesif, cat latex, emulsi aspal, pembuatan kapasitor dan *unsaturated polyester resin*.

2. Dietilene Glikol

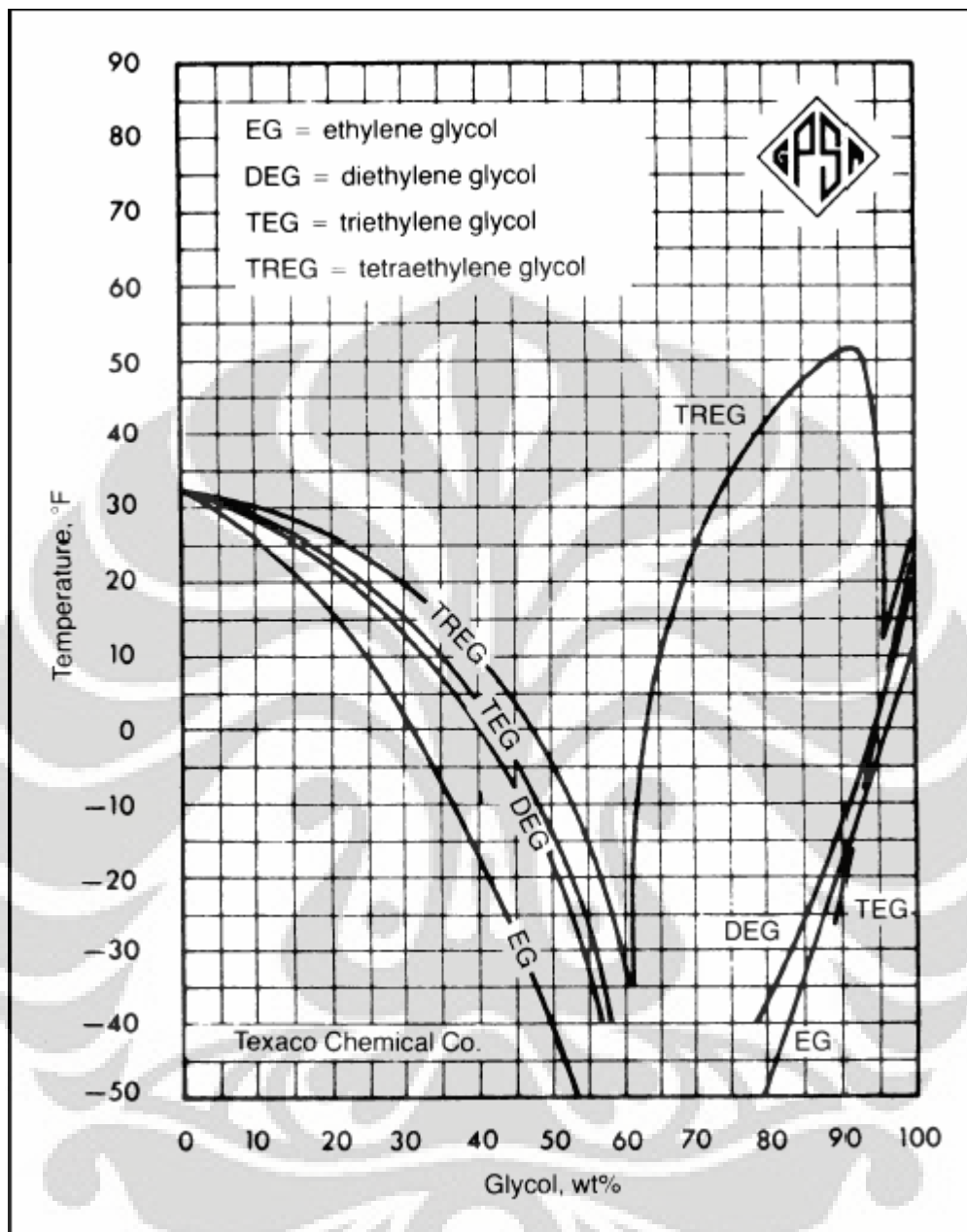
Memiliki tekanan uap yang tinggi sehingga cenderung ikut menguap di kontaktor. Karena suhu terdekomposisinya yang rendah, proses regenerasi dietilen glikol memerlukan suhu yang rendah pula (315°F hingga 340°F). Sehingga pada pengoperasiannya susah untuk dimurnikan kembali.

3. Trietilene Glikol

Umumnya digunakan di industri karena dengan suhu regenerasi antara 340°F hingga 400°F sudah menghasilkan kemurnian yang tinggi. Suhu pada kontaktor yang lebih dari 120°F akan menyebabkan terjadinya kehilangan glikol.

4. Tetraetilen Glikol

Lebih mahal daripada trietilen glikol tetapi lebih tidak gampang menguap pada suhu tinggi di kontaktor. Suhu regenerasi antara 400°F hingga 430°F.



Gambar 2.9. Titik Beku dari Macam Jenis Larutan Glikol (GPSA, 2004)



Tabel 2.8. Sifat-Sifat Larutan Glikol (GPSA, 2004)

	Etilen Glikol	Dietilen Glikol	Trietilen Glikol	Tetraetilen Glikol
Formula	HOCH ₂ C H ₂ OH	HO(CH ₂ CH ₂ O) ₂ H	HO(CH ₂ CH ₂ O) ₃ H	HO(CH ₂ CH ₂ O) ₄ H
Mol wt	62.07	106.12	150.17	194.23
Sp gr, 20/20°C	1.1155	1.1185	1.1255	1.1247
Bp at 101.3kPa°C	197.6	245.8	288	dec
Mp °C	-13.0	-6.5	-4.3	-4.1
Viskositas 20°C mPa	20.9	36	49	61.9
Panas Penguapan (101.3 kPa), kJ/mol	52.24	52.26	61.04	62.63
Titik Nyala °C	116	138	172	191

Trietylene Glycol (TEG) memperoleh pengakuan terbanyak sebagai pilihan yang paling menguntungkan karena beberapa hal, antara lain :

- TEG lebih mudah diregenerasi hingga konsentrasi 98-99.95% pada *stripper* dengan tekanan atmosferik karena titik didih dan suhu dekomposisinya yang tinggi. Hal ini memungkinkan penurunan titik embun yang lebih tinggi untuk gas alam pada range 80-150°F.
- TEG memiliki suhu dekomposisi teoritis sebesar 404°F, sedangkan dietilene glikol hanya sebesar 328°F.
- Kehilangan selama penguapannya lebih rendah daripada etilene glikol maupun dietilene glikol.
- Modal dan biaya operasinya yang lebih rendah.
- Tidak terlalu viskos pada suhu di atas 70°F.

Lebih dari 40 tahun, gas murni dan *sour gas* telah didehidrasi menggunakan TEG. Penurunan titik embunnya bervariasi antara 40-150°F sedangkan tekanan dan suhu inlet gas bervariasi antara 75 hingga 2500 psig dan antara 55 hingga 160°F (Prenalli, 2005).



2.4.6. Proses Refrigerasi Gas

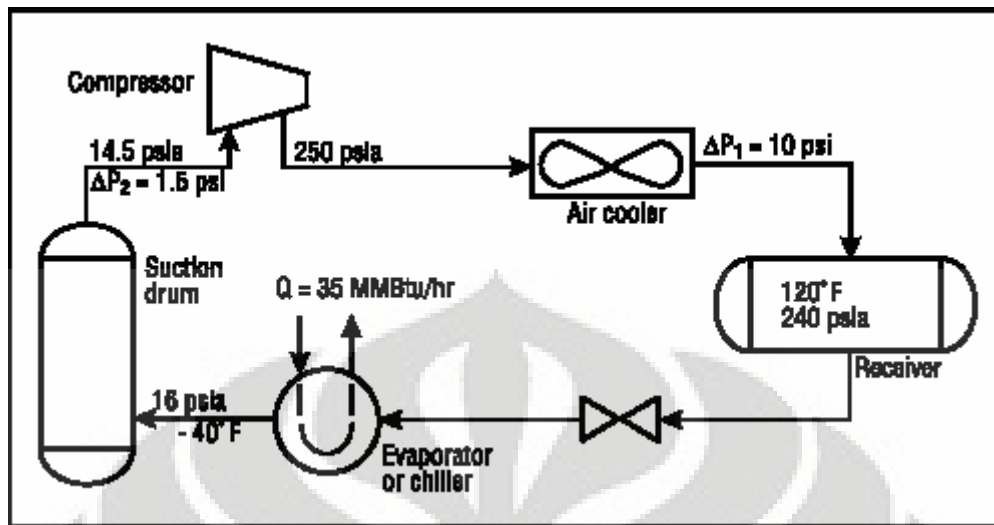
Refrigerasi sistem adalah bagian dari industri proses pengolahan gas alam dan proses lain yang berhubungan dengan petroleum refining, petrokimia dan industri kimia. Beberapa proses yang menggunakan aplikasi sistem refrigerasi adalah termasuk pembuatan NGL, LPG, *Hydrocarbon Dew Point Control* dan kilang LNG. Pemilihan refrigerasi secara umum didasarkan pada kebutuhan suhu, ketersediaan, ekonomi dan pengalaman sebelumnya.

Aplikasi yang akan digunakan pada bahasan ini adalah untuk *Hydrocarbon Dew Point Control* dimana kita akan mengkondensasikan fraksi cairan yang terkandung dalam gas agar memenuhi spesifikasi pengiriman gas. Hasil kondensasi biasanya kita sebut dengan kondensat. Sistem refrigerasi menggunakan propana sebagai refrigerant-nya karena propana mempunyai suhu yang cukup untuk mengkondensasikan fraksi cairan tersebut.

Refrigerasi sistem mempunyai siklus antara lain (GPSA, 2004) :

- Tahap Ekspansi dimana terjadi penurunan suhu dan tekanan, disini refrigerant/propana berupa fasa cair.
- Tahap Evaporasi dimana terjadi proses pertukaran panas antara propana dingin dengan gas panas sehingga fraksi cairan dalam gas akan terpisahkan dan juga propana akan naik suhunya sehingga akan berubah menjadi uap.
- Tahap Kompresi dimana propana akan dikompresikan kembali untuk menaikkan tekanan dari propana.
- Tahap Kondensasi dimana terjadi penurunan suhu dari propana menjadi kondisi tekanan tinggi dan temperature rendah yang selanjutnya akan kembali lagi ke tahap ekspansi.

Siklus ini terjadi secara terus menerus dalam sistem refrigerasi dan dalam siklus ini sangat mungkin terjadinya kehilangan propana yang disebabkan oleh banyak hal seperti kebocoran sistem perpipaan.



Gambar 2. 10. Sistem Refrigerasi Satu Tahap (GPSA, 2004)

BAB III

ANALISIS PASAR DAN LOKASI

3.1. Analisis Pasar

Analisis pasar merupakan hal yang sangat mendasar dalam perancangan suatu kilang. Sebelum kegiatan merancang suatu kilang dilakukan, maka hal mendasar yang harus dilakukan adalah menganalisis pasar. Analisis yang tepat mengenai aspek pasar dan pemasaran produk suatu kilang akan sangat menentukan eksistensi dan kelayakan pembangunan kilang yang bersangkutan di masa mendatang.

Kegiatan analisis pasar ini bertujuan untuk mengetahui seberapa besar basis pasar minyak bumi di Indonesia. Hasil dari analisis ini dapat digunakan untuk menentukan perancangan kapasitas kilang yang akan dibangun. Hal-hal yang dilakukan dalam menganalisis pasar adalah menganalisis seberapa besar penggunaan bahan bakar minyak bumi di Indonesia, yang akan digantikan oleh gas jual, dan menganalisis variabel-variabel lain yang mempengaruhi permintaan minyak bumi. Analisis permintaan minyak bumi ini dilakukan dengan melihat kecenderungan permintaan pada tahun-tahun sebelumnya.

Segmentasi pasar gas di Indonesia saat ini terutama untuk pembangkit listrik, industri, dan gas kota. Sedangkan menurut versi Departemen ESDM pangsa pasar gas itu adalah industri, rumah tangga dan komersial, transportasi, dan lain-lain. Proyek kebutuhan gas untuk pembangkit listrik mengacu pada Rencana Umum Ketenagalistrikan Nasional (RUKN) 2004 dan Rencana Usaha Penyediaan Tenaga Listrik (RUPTL) PT PLN 2005. Bahan bakar untuk pembangkit listrik adalah BBM dan gas. Segmentasi pasar dari sektor industri adalah industri-industri yang telah menggunakan gas alam untuk bahan bakar dan bahan baku dalam proses produksinya.

Kebutuhan bahan bakar gas di Pulau Jawa terutama Jawa Barat semakin meningkat. Dengan memperhatikan pertumbuhan ekonomi dalam sepuluh tahun terakhir, skenario "*export-import*" dan pertumbuhan penduduk, pada tahun 1990 diramalkan bahwa tingkat pertumbuhan kebutuhan energi listrik di Jawa Barat dapat mencapai 8,2 persen rata-rata per tahun, seperti ditunjukkan dalam berikut (Zuhail, 1995).

**Tabel 3.1. Ramalan Kebutuhan Energi Listrik (Zuhail, 1995)**

Ramalan Kebutuhan Energi Listrik						
Sektor	1990		2000		2010	
	GWh	Persen	GWh	Persen	GWh	Persen
Industri	35.305	68,0	84.822	69,0	183.389	70,0
Rumah tangga	9.865	19,00	22.2392	18,0	40.789	16,0
Fasilitas umum	3.634	7,0	6.731	6,0	12.703	5,5
Komersial	3.115	6,0	8.811	7,0	21.869	8,5
Total	51.919	100,0	122.603	100,0	258.747	100,0

Data kenaikan yang signifikan dapat dilihat pada sektor Industri yang dalam jangka waktu 1990 -2000 kebutuhan energi diramalkan naik sebesar 140 % dan dalam jangka waktu 2000 – 2010 kebutuhan energi diramalkan meningkat yaitu sebesar 116% dengan total kebutuhan energi 183.389 GWh. Kebutuhan ini meningkat karena banyaknya industri di Jawa Barat terutama di Cilegon meningkatkan kapasitas produksi yang berarti juga membutuhkan energi yang lebih besar lagi, ramalan ini juga memperhitungkan kemungkinan adanya kilang-kilang baru yang akan meramaikan sektor perindustrian di Indonesia terutama di Jawa Barat.

Hal ini juga diikuti oleh sektor-sektor lain yaitu rumah tangga, fasilitas umum, dan komersial. Dimana dalam data diatas peningkatan kebutuhan tersebut dalam jangka waktu sepuluh tahun dapat meningkat sampai dengan dua kali lipatnya. Hal ini disebabkan dengan semakin meningkatnya pertumbuhan penduduk yang juga diikuti dengan fasilitas-fasilitas lainnya baik untuk umum maupun komersial

Dalam data yang dikemukakan oleh Lembaga Management Fakultas Ekonomi Universitas UI bahwa permintaan bahan bakar gas di Jawa Barat akan menyebabkan shortage gas sebesar 400 - 820 MMSCFD. Berdasarkan data diatas maka kebutuhan gas yang diperlukan untuk memenuhi pasokan Jawa Barat adalah 146.000 MMSCF/Tahun – 299.300 MMSCF/Tahun.

Semua pasokan gas untuk pemenuhan kebutuhan di Jawa Barat akan di penuhi dari daerah Sumatera Selatan dan PT. Perusahaan Gas Negara, Tbk (PGN) bertindak sebagai perusahaan yang akan mengalirkan/mengirimkan gas dari produsen ke konsumen melalui jalur pipa. PGN juga yang akan bertindak sebagai kontrol jumlah gas yang akan dikirim sesuai dengan kebutuhan dari konsumen. Proyek ini dikenal dengan SSWJ (*South Sumatera West Java*).



Suplai gas dari Sumatera Selatan ke Jawa Barat mempunyai 2 sumber yaitu dari Pertamina Pagar Dewa dan Perusahaan Gas Swasta. Perusahaan Gas Swasta kedepannya akan dijadikan sebagai penyokong utama untuk pemenuhan kebutuhan energi tersebut dengan proporsi yang lebih banyak dibandingkan Pertamina Pagar Dewa.

Berdasarkan hal di atas Perusahaan Gas Swasta membuat ekspansi lapangan gas baru dari Lapangan Gas Suban. Diharapkan proyek ini dapat memenuhi sebagian besar kebutuhan energi di Jawa Barat yang diramalkan akan mencapai *shortage* 400-820 MMSCFD.

3.2. Lokasi Kilang dan Eksploitasi

Dalam mendirikan suatu kilang faktor utama yang harus diperhatikan adalah kilang tersebut harus mempunyai letak yang sedemikian strategis sehingga mempunyai biaya produksi dan distribusi seminimal mungkin dan juga mempunyai kemudahan-kemudahan dalam mengembangkannya serta kondisi lingkungan yang mendukung. Kesalahan dalam menentukan pemilihan lokasi kilang akan sangat merugikan baik dari segi ekonomi maupun sosial lingkungan sekitar.

Faktor lain yang juga mempunyai pengaruh yang signifikan terhadap keberlangsungan operasi suatu kilang adalah letak geografis dari lokasi tersebut. Pemilihan lokasi harus didasarkan atas survei dan pengkajian detail serta seksama yang berkaitan dengan unit ekonomi dari instalasi spesifik yang akan dibangun, baik dari segi konstruksi (keadaan tanah, iklim, gempa bumi) maupun kelangsungan operasi dan produksi di masa depan. Selain itu dari waktu ke waktu muncul faktor-faktor baru yang akan mempengaruhi beberapa pertimbangan, misalnya perhatian yang semakin besar dan peraturan yang bertambah ketat atas masalah lingkungan hidup.

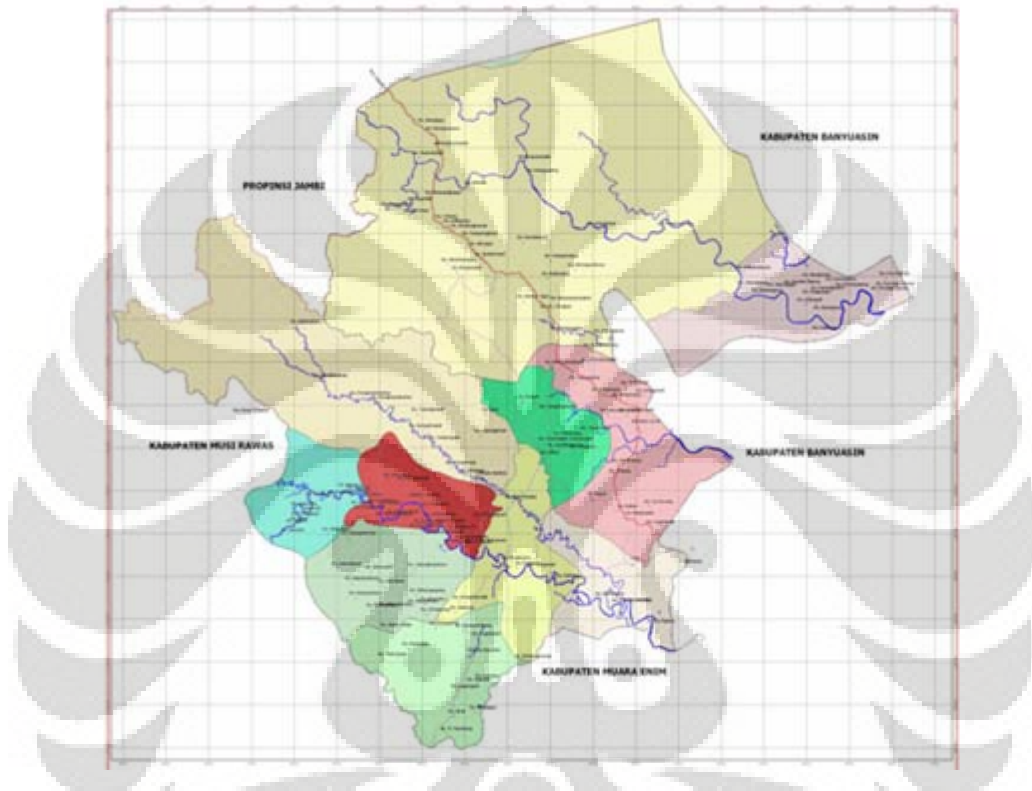
Pemilihan lokasi kilang pada umumnya didasarkan pada dua alasan, yaitu dekat dengan sumber bahan baku atau dekat dengan pasar (konsumen), karena kilang gas alam ini akan memproduksi dalam jumlah besar, maka prioritas pemilihan lokasi adalah dekat dengan sumber bahan baku. Hal tersebut akan memudahkan dan mengurangi biaya transportasi, yang selanjutnya berdampak menurunkan biaya produksi. (Soeharto, 2002)

Berdasarkan hal di atas maka lokasi yang dipilih untuk menjadi tempat pendirian dan beroperasinya kilang pengolahan gas alam ini adalah kabupaten Musi



Banyuasin, propinsi Sumatera Selatan, yang berdekatan atau satu lokasi dengan kawasan sumur produksi.

Gambar 3.1 menunjukkan peta lokasi kilang dan eksploitasi. Daerah yang diberi tanda bendera merupakan Lokasi dimana kilang akan didirikan, dan kedua tanda bulat merupakan lokasi ladang gas yang akan menjadi umpan pada kilang yang akan dirancang ini.



Gambar 3.1. Peta Lokasi Kilang dan Eksploitasi

Pembangunan kilang pengolahan gas alam di Suban ini merupakan proyek strategis yang dapat menjamin kelangsungan pasokan energi di Jawa Barat dan pembangunan infrastruktur industri di Sumatera Selatan yang sangat strategis secara ekonomi dan sosial. Berkembangnya Pulau Sumatera sebagai daerah industri energi akan secara signifikan membawa kemajuan ekonomi bagi kawasan tersebut.

Berikut ini akan dibahas faktor-faktor utama yang menjadi pertimbangan pemilihan lokasi untuk kilang pengolahan gas alam ini.

3.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan pada kilang yang akan dirancang ini adalah gas alam. Untuk dapat memenuhi kebutuhan bahan baku tersebut maka dibutuhkan



jasa dari mitra kerja yang bertugas sebagai pihak eksplorasi dan produksi gas yang dapat menyediakan kebutuhan gas alam tersebut.

Lokasi kilang yang dipilih berjarak dekat dengan lokasi ladang gas Suban yang terletak di kabupaten Musi Banyuasin, Sumatera Selatan.

3.2.2 Daerah Pemasaran

Daerah pemasaran produk yang dihasilkan atau letak lokasi konsumen merupakan salah satu faktor penting yang harus dipertimbangkan. Daerah pemasaran yang tidak terlalu jauh dari lokasi kilang akan memberikan kemudahan dalam pendistribusian produk, jarak yang tidak terlalu jauh akan mempercepat sampainya produk ke tangan konsumen, selain itu juga dapat menghemat biaya transportasi.

Gas jual yang merupakan produk utama dari kilang ini rencananya akan didistribusikan oleh PGN melalui sistem perpipaan menuju daerah Jawa Barat yang nantinya akan didistribusikan ke Bojonegara sampai dengan Cilegon. Konsumsi BBM di Propinsi Jawa Barat merupakan salah satu yang terbesar di Indonesia terutama pada sektor industri dengan semakin pesat berkembang.

Sedangkan untuk kondensat yang merupakan produk samping dari kilang ini akan dikirim menuju Pertamina Plaju melalui jalur pipa untuk proses selanjutnya. Faktor lokasi ini sudah sangat strategis karena pemasaran produk kondensat sudah dekat dengan lokasi kilang sehingga tidak terlalu banyak makan biaya pengiriman maupun perawatan jalur pipa.

3.2.3 Ketersediaan Utilitas

Beberapa utilitas yang dibutuhkan dalam proses produksi pada kilang pengolahan gas alam ini antara lain adalah listrik, air, pelarut MEA, TEG, serta refrigeran. Faktor ketersediaan utilitas ini juga harus dijadikan sebagai salah satu bahan pertimbangan dalam hal pemilihan lokasi. Suatu lokasi yang berdekatan dengan sumber utilitas akan mengurangi keperluan biaya investasi awal.

Utilitas yang berupa air dapat diperoleh dari sumber air alami yaitu sungai dan juga pengeboran pada daerah setempat. Namun sebelum digunakan sebagai utilitas dalam proses kilang ini maka air tersebut harus diproses terlebih dahulu, menggunakan proses unit koagulasi, flokulasi maupun penukaran ion.



3.2.4 Fasilitas

Fasilitas yang memadai sangat diperlukan untuk menjamin proses operasi berjalan dengan lancar, semua ini berhubungan dengan kemudahan terjangkauannya lokasi kilang yang akan menentukan dari segi pengadaan bahan baku dan transportasi pekerja yang berhubungan dengan operasi tersebut. Selain itu juga hal ini sangat berhubungan dengan kemudahan dalam pengiriman atau pemindahan produk yang sewaktu-waktu akan memerlukan fasilitas lain selain jalur pipa.

Untuk itu diperlukan suatu fasilitas terutama masalah sarana dan prasarana transportasi untuk menunjang semua kegiatan yang terjadi untuk kepentingan kilang tersebut dan juga fasilitas komunikasi untuk kemudahan dalam operasinya.

Fasilitas transportasi yang digunakan meliputi darat, sungai, dan udara serta sarana telekomunikasi akan dijelaskan seperti berikut :

a. Jalan

Pihak pemerintah telah melakukan pembangunan untuk prasarana transportasi. Prasarana transportasi yang berupa jalan telah dibangun jalur Jambi dan Palembang dimana jalur tersebut merupakan jalur utama untuk dapat mencapai lokasi kilang. Selain itu pihak perusahaan juga membangun fasilitas jalan lapangan sendiri yang menghubungkan jalur utama dengan kilang.

b. Transportasi Sungai

Transportasi sungai yang dipakai adalah sungai yang berada didaerah Mangsang yang semua behubungan dengan sungai Lilin dan sungai Musi. Fasilitas ini merupakan alternatif untuk mempermudah proses selama proyek pembangunan kilang berlangsung, seperti pengiriman pipa-pipa serta peralatan lain yang sulit dilakukan pada jalan darat biasa yang padat.

c. Transportasi Udara

Kawasan kecamatan Suban tidak mempunyai pelabuhan udara atau airport. Oleh karena itu kegiatan transportasi udara dilakukan dengan menggunakan helikopter atau dengan memanfaatkan bandara yang terdapat di kota Jambi. Umumnya helikopter merupakan salah satu sarana transportasi udara yang cukup efektif untuk digunakan di daerah lapangan gas atau minyak. Pembangunan *helipad* direncanakan akan menjadi salah satu bagian yang dibangun pada kilang ini.



d. Telekomunikasi

Sambungan telepon kabel di Sumatera Selatan sudah masuk ke semua kabupaten dan kota demikian juga dengan jaringan seluler seperti Telkomsel yang juga sudah terdapat pada daerah Suban.

3.2.5 Kondisi Lain (Santoso, 2001)

Selain faktor-faktor yang telah dijelaskan di atas, masih ada beberapa faktor lain yang dapat menjadi pertimbangan dalam memilih lokasi ini. Faktor-faktor tersebut diantaranya adalah faktor geografis, faktor ketersediaan tenaga kerja, iklim dan keadaan alam, lingkungan serta tata ruang lokasi. Berikut ini akan dijelaskan mengenai faktor-faktor tersebut:

a. Faktor geografis

Kabupaten Musi Banyuasin dengan luas wilayah 14.265,96 km² atau sekitar 15 % dari luas propinsi Sumatera Selatan terletak di antara 1,3° sampai dengan 4° Lintang Selatan dan 103° sampai dengan 105°40' Bujur Timur. Batas wilayah Kabupaten Musi Banyuasin adalah sebagai berikut :

- Sebelah Utara berbatasan dengan propinsi Jambi;
- Sebelah Selatan berbatasan dengan Kabupaten Muara Enim;
- Sebelah Barat berbatasan dengan Kabupaten Musi Rawas;
- Sebelah Timur berbatasan dengan Kabupaten Banyuasin.

Wilayah Kabupaten Musi Banyuasin terdiri dari 11 Kecamatan dan 218 Desa/kelurahan

b. Faktor penduduk dan tenaga kerja

Berdasarkan data BPS Kabupaten Musi Banyuasin tahun 2000, jumlah penduduk Kabupaten Musi Banyuasin sekitar 468.143 jiwa dengan tingkat kepadatan penduduk sekitar 33 jiwa tiap kilometer persegi.

Sumber daya manusia yang berkualitas sangat dibutuhkan oleh kilang pengolahan gas ini. Walaupun kilang yang didirikan menggunakan sistem modernisasi sehingga peran mesin yang serba otomatis lebih dominan dibandingkan dengan manusia, namun tetap saja kilang ini membutuhkan tenaga kerja yang berkualitas dan layak pakai dalam pengoperasiannya.

Selain mengoptimalkan penduduk sekitar untuk menjadi pekerja tingkat bawah di kilang, perolehan tenaga kerja dapat diperoleh juga dari daerah yang berdekatan,



seperti daerah Palembang, yang mempunyai jumlah total penduduk dengan tingkat pendidikan lebih baik.

c. Faktor Topografi

Dari segi topografi Kabupaten Musi Banyuasin terdiri dari bermacam-macam jenis topografi. Di sebelah timur Kecamatan Sungai Lilin, sebelah barat Kecamatan Bayung Lencir dan di daerah pinggiran Sungai Musi sampai ke Kecamatan Babat Toman tanahnya terdiri dari rawa-rawa dan dipengaruhi oleh pasang surut. Sedangkan di daerah lainnya tanahnya terdiri dari tanah dataran tinggi dan berbukit dengan ketinggian antara 20 sampai dengan 140 m di atas permukaan laut.

d. Faktor Iklim dan Keadaan Alam

Kabupaten Musi Banyuasin memiliki iklim tropis dan basah dengan curah hujan bervariasi antara 26,5 sampai 251 mm sepanjang tahun 2006. Curah hujan paling banyak pada bulan April 2006 dan hari hujan paling banyak pada bulan Januari 2006.

Dilihat dari segi hidrologi, Kabupaten Musi Banyuasin merupakan daerah rawa dengan sungai besar dan kecil yang cukup banyak. Kondisi ini berguna bagi kegiatan irigasi/pengairan pertanian sehingga pencetakan sawah baru dapat mempertimbangkan keberadaan sungai-sungai tersebut. Sedangkan guna memenuhi keperluan penduduk dalam hal pemenuhan air bersih, keberadaan sungai tersebut dapat pula dimanfaatkan untuk pengambilan air baku PDAM.

e. Faktor Tata Ruang

Secara umum tata ruang kawasan lapangan gas alam Batui cukup menunjang untuk pembangunan industri-industri eksplorasi dan pengolahan gas lainnya. Berdasarkan letak geografis kawasan tersebut yang terletak di dataran rendah, selain itu diperkirakan dengan dibangunnya kawasan tersebut maka hal-hal yang disebutkan dibawah ini, dapat dipastikan terjadi:

- Peruntukan kegiatan industri pada umumnya, dan di bidang industri gas alam pada khususnya sangat diprioritaskan untuk dibangun lebih baik lagi karena area yang diperuntukan untuk kegiatan tersebut masih sangat luas.
- Tersedianya pelabuhan kapal laut yang cukup strategis dan cocok untuk industri yang menyangkut gas alam sehingga orientasinya diperuntukan kawasan industri ke wilayah-wilayah di sekitar pantai

BAB IV DESKRIPSI PROSES

4.1 Pertimbangan Pemilihan Proses

Kilang yang akan dirancang adalah kilang pengolahan gas alam yang direncanakan akan menghasilkan produk gas jual sebagai produk utama, kondensat hidrokarbon sebagai produk samping. Proses pengolahan ini terdiri atas satu train yang mempunyai kapasitas maksimum 600 MMSCFD, pada pengolahan gas ini terdiri dari beberapa proses dan proses tersebut merupakan proses umum yang banyak digunakan pada industri-industri gas bumi untuk memisahkan fraksi-fraksi yang diperlukan sebagai produk dalam umpan gas alam seperti gas jual yang mempunyai komponen terbesar adalah metana dan juga kondensat.

Proses pengolahan gas yang umpannya akan diambil dari Lapangan Gas Suban mempunyai konfigurasi sistem yang sederhana yaitu berupa pemisahan-pemisahan sederhana baik secara fisik seperti separator dan juga secara kimia yaitu absorpsi pada proses pemurnian gas dengan menggunakan larutan amin dan juga absorpsi pada proses dehidrasi dengan menggunakan larutan glikol. Sedangkan untuk proses pengolahan kondensat hanya menggunakan konfigurasi dengan sistem satu menara dimana konfigurasi ini hanya menggunakan 1 buah kolom fraksionasi yang disebut dengan stabiliser yang berfungsi untuk menstabilkan fraksi kondensat didalamnya dari fraksi-fraksi ringan lainnya.

4.2 Basis Perancangan

4.2.1 Penentuan Kapasitas

Penentuan kapasitas merupakan faktor utama dan vital bagi perencanaan kilang yang akan berdiri, karena hal ini disesuaikan dengan permintaan pasar yang akan dibuat serta kajian-kajian lainnya yang akan menentukan layak atau tidaknya kilang didirikan. Selain itu penentuan kapasitas terpasang kilang pengolahan gas sangat bergantung pada jumlah ketersediaan bahan baku sebagai prediksi dalam jangka waktu panjang. Sebagai pertimbangan penentuan kapasitas terpasang kilang pengolahan gas alam mempertimbangkan beberapa hal yaitu :



1. Ketersediaan reservoir bahan baku yaitu gas alam dari Lapangan Gas Suban sebesar 5.400.000 MMSCF.
2. Lokasi dan permintaan pemasaran akan produk yang sudah jelas yaitu Jawa Barat dan Pertamina Plaju.
3. Produk utama adalah berupa gas jual yang diperuntukkan sebagai tenaga pembangkit listrik menggunakan gas dan juga untuk keperluan – keperluan industri yang ada di Jawa Barat, sedangkan produk kondensat akan dikirim ke Pertamina Plaju untuk proses selanjutnya dimana semua produk ini sudah ditentukan spesifikasi produk sebelumnya.

Berdasarkan pertimbangan di atas diharapkan kilang yang akan di rancang ini akan memiliki kapasitas produksi atau kapasitas efektif sebesar 195.000 MMSCF/tahun atau sekitar 600 MMSCF/hari dimana jumlah ini diambil berdasarkan kebutuhan gas di Jawa Barat.

Dalam waktu 1 tahun proses produksi kilang direncanakan akan berjalan selama 325 hari dengan waktu pemeliharaan sebanyak 2 kali masing-masing selama 10 hari, melakukan antisipasi *breakdown* selama 10 hari dan perawatan keseluruhan selama 10 hari. Berdasarkan hasil simulasi dengan *software HYSYS 3.1* didapatkan bahwa dalam setiap MMSCF gas alam akan dihasilkan sekitar 92 % gas jual, maka untuk menghasilkan gas jual sebanyak 195,000 MMSCF/Tahun, diperlukan bahan baku gas alam sekitar 213.837 MMSCF/Tahun. Dengan dasar perhitungan ini maka masa eksploitasi gas alam (*TNGE-Natural Gas Exploitation Time*) dari kedua lapangan gas tersebut dengan asumsi dalam 1 tahun kilang yang beroperasi selama 325 hari (*Annual Operation Day-ADO*) atau waktu yang dibutuhkan untuk melakukan eksploitasi gas bumi pada kilang ini adalah

$$TNGE = \frac{5.400.000}{195.000} \frac{MMSCF}{MMSCF/Tahun} = 27.69 \text{ Tahun} = 27 \text{ Tahun}$$



4.2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

4.2.2.1 Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan merupakan gas alam yang berasal dari Lapangan Gas Suban, didapatkan langsung dari jaringan pipa yang disediakan oleh perusahaan eksplorasi dengan tekanan sebesar 1250 psia dan suhu sebesar 240°F. Bahan baku yang didapat dari Lapangan Gas Suban memiliki komposisi seperti pada Tabel 4.1.

Tabel 4.1. Data Komposisi Keluaran Sumur Suban (Kurniawan, 2006)

Komposisi	Fraksi Mol
H ₂ S	0,0000127
CO ₂	0,0520
N ₂	0,0010
C ₁	0,8447
C ₂	0,0341
C ₃	0,0097
i-C ₄	0,0029
n-C ₄	0,0029
i-C ₅	0,0018
n-C ₅	0,0012
C ₆	0,0019
C ₇₊	0,0084
H ₂ O	0.0395
Total	1,0000

Lapangan Gas Suban mempunyai karakteristik *sour gas* dimana secara alami mengandung hidrogen sulfida dan karbondioksida yang dapat menyebabkan korosif dan bersifat racun. Dengan adanya CO₂ yang terkandung dalam umpan gas tersebut akan menurunkan nilai kalor (*heating value*) dari gas sehingga harus diminimisasi.

4.2.2.2 Produk

Produk utama yang dihasilkan oleh kilang pengolahan gas alam ini adalah gas jual dan produk samping yang didapatkan adalah kondensat atau fraksi berat yang diperoleh dari gas alam. Spesifikasi dari masing-masing produk yang diperoleh dari kilang pengolahan gas alam ini ditunjukkan pada Tabel 4.2.

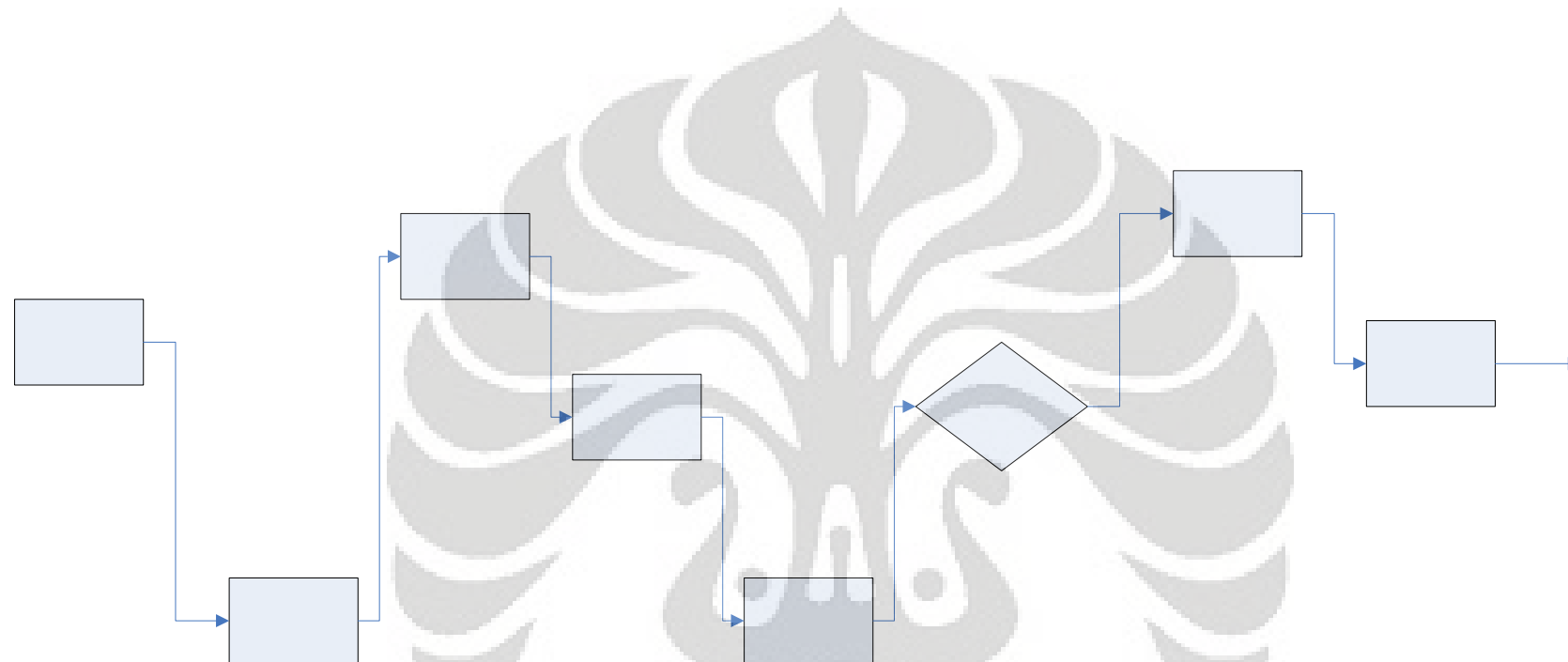


Tabel 4. 2 Spesifikasi Produk

Komposisi	Gas Jual	Kondensat
H ₂ S	0,00	0,00
CO ₂	3,34	0,00
N ₂	0,16	0,00
C ₁	89,99	0,00
C ₂	3,56	0,00
C ₃	0,87	0,15
i-C ₄	0,24	5,50
n-C ₄	0,19	6,79
i-C ₅	0,08	6,94
n-C ₅	0,04	5,36
C ₆	0,03	10,60
C ₇₊	0,01	64,66
H ₂ O	0,00	0,00
Total	100	100

4.2.3 Mode Operasi

Mode operasi kilang gas ini adalah mode operasi kontinyu, mode ini dipilih karena produk dan umpan dari kilang ini merupakan gas alam sehingga proses tidak dapat dilakukan secara *batch*. Penjadwalan waktu operasi selama 24 jam terus menerus, selama 325 hari dalam setahun. Sisa hari selama 40 hari digunakan untuk perawatan, penggantian *spare part* dan *shut down* tahunan.



Gambar 4.1 Blok Diagram

Separation

Suban Well



4.3 Deskripsi Proses Secara Detail

Perancangan proses secara keseluruhan menggunakan umpan gas alam sebesar 600 MMSCFD pada tekanan 1200 psia dan suhu 240 °F yang akan dibagi menjadi dua aliran umpan untuk masuk kedalam masing-masing train proses dari Lapangan Gas Suban

Komposisi gas umpan pada masing-masing lapangan gas sebagaimana pada Tabel 4.1 Sedangkan produk gas bumi yang sudah mengalami pengolahan diharapkan memenuhi spesifikasi sebagaimana terlihat pada Tabel 4.3.

Tabel 4.3. Spesifikasi Gas Jual Industri

Komposisi	Jumlah
H ₂ S	< 4 ppm
CO ₂	< 5% mol
H ₂ O	< 15 lb/MMSCFD

Berdasarkan gambar 4.1 dapat dilihat bahwa umpan gas yang berasal dari sumur gas Suban mempunyai suhu yang sangat tinggi yaitu 240 °F sehingga kurang efektif pada proses pemisahan. Oleh karena itu suhu umpan harus diturunkan terlebih dahulu dengan menggunakan *cooler*. Selanjutnya gas akan dipisahkan dari partikel-partikel padatan, fraksi berat maupun uap air didalam separasi secara fisik sebelum masuk proses pemurnian. *Mesh* yang digunakan sebagai separasi secara fisik akan dipasang di salah satu tempat dari separator tersebut. Pada proses pemurnian umpan gas yang berasal dari separasi secara fisik akan dipisahkan atau dimurnikan dari pengotor-pengotor yang berupa H₂S dan/atau CO₂. Gas yang telah dipisahkan dari pengotornya disebut gas murni. Kemudian gas murni tersebut akan mengalami proses pendinginan untuk memisahkan fraksi berat yang terkandung dalam gas, dalam proses pendinginan akan dimasukkan larutan glikol untuk menyerap kandungan air sehingga pembentukan hidrat dapat dicegah. Produk gas dan kondensat akan dipisahkan didalam separator dengan suhu rendah yang kemudian produk gas akan pergi ke *metering* sebagai gas jual sedangkan kondensat akan mengalami proses stabilisasi terlebih dahulu sebelum ke *metering*.



4.3.1 *Cooling*

Gas alam yang keluar dari sumur mempunyai kondisi tekanan 1200 psia dan suhunya sebesar 240 °F, kondisi gas umpan ini sangat panas sekali sehingga akan membuat proses pengolahan didalamnya kurang baik. Gas umpan akan didinginkan dengan menggunakan *cooler* sampai mencapai suhu 115 °F agar proses pemisahan selanjutnya berlangsung dengan baik. Jenis *Cooler* yang digunakan adalah *fin fan cooler* yaitu berupa baling-baling besar yang berfungsi untuk mendinginkan *tube-bundle* yang dialiri oleh gas panas, kecepatan baling ini diatur berdasarkan *set point* suhu yang akan dicapai pada gas keluaran dengan menggunakan sistem *variable frequency drives* sehingga akan menghemat penggunaan energi listrik.

4.3.2 *Physical Separation*

Keluaran dari *cooler* gas akan mengalami proses pemisahan secara fisik yang terjadi dalam separator. Proses pemisahan yang terjadi dalam separator adalah pemisahan berdasarkan perbedaan massa jenis dari masing-masing komposisi pada gas umpan, selain itu juga terjadi efek tumbukan ketika gas umpan masuk pertama kali dalam separator dimana gas itu akan bertumbukan dengan deflektor sehingga fraksi basah/berat akan secara paksa terpisahkan dari fraksi gas.

Pada proses separasi secara fisik ini terdiri dari dua buah separator yaitu *inlet* separator dan horisontal separator, dimana keduanya merupakan separator tiga fasa yang mempunyai fungsi untuk memaksimalkan proses pemisahan fraksi berat seperti kondensat, air dan aerosol agar tidak mengganggu pada proses pemurnian serta mengurangi beban refrigerasi unit. Kondensat, air dan aerosol akan terpisahkan pada bagian bawah separator pada ruangan berbeda dan dikirim ke proses selanjutnya.

Pada separator juga diintegrasikan dengan elemen filter yang berfungsi untuk menyaring partikel padatan yang terbawa pada gas umpan, filter ini terletak pada bagian dalam keluaran separator. Partikel-partikel tersebut disaring untuk mencegah masalah yang dapat timbul di proses pemurnian seperti *foaming* yang akan mempengaruhi kualitas gas jual.



4.3.3 Proses Sweetening

4.3.3.1 Proses Absorpsi

Merupakan inti dari proses pengolahan gas alam karena gas alam yang diperoleh dari sumur, biasanya masih mengandung uap air dan kebanyakan mengandung pengotor-pengotor utama berupa H_2S dan/atau CO_2 yang disebut juga sebagai *acid gas*. H_2S dan CO_2 merupakan komponen-komponen yang tidak diinginkan dalam proses gas alam. Gas-gas ini bersifat asam, korosif dan beracun. Maka dari itu diperlukan suatu perlakuan khusus untuk menghilangkan *acid gas* ini.

Proses pemurnian digunakan untuk memenuhi spesifikasi produk dari pengotor yang menjadi perhatian utama yaitu H_2S dan CO_2 . Proses yang terjadi adalah proses absorpsi, yaitu penyerapan *sour gas* dengan menggunakan larutan absorban seperti MDEA. Proses ini digunakan karena gas Suban mempunyai kandungan gas asam yang melebihi batas yang diinginkan sebagai produk.

Larutan amin yang dipilih adalah monodietanolamin (MDEA). Larutan ini dipilih karena beberapa hal antara lain yaitu:

- MDEA merupakan suatu amin tertier dan memiliki selektivitas terhadap H_2S .
- MDEA memiliki ketahanan yang lebih tinggi terhadap degradasi dan korosi dibandingkan MEA dan DEA.
- MDEA dapat menyimpan energi atau dapat meningkatkan kapasitas dalam fasilitas yang menggunakannya.
- Membutuhkan energi yang relatif rendah pada proses regenerasi.

Proses absorpsi terjadi didalam absorber, gas alam yang mengandung pengotor CO_2 dan H_2S masuk pada bagian bawah kolom dan larutan *lean* amin MDEA masuk pada bagian atas kolom. *Lean* amin adalah larutan amin dari proses regenerasi yang sedikit sekali adanya kandungan CO_2 dan H_2S . Selanjutnya didalam absorber terjadi aliran berlawanan arah. Larutan amin akan turun menuju bagian kolom dan gas akan menuju bagian atas kolom, sehingga akan terjadi kontak dan proses absorpsi terjadi disepanjang kolom. Proses kontak ini di fasilitasi oleh paking atau *tray* sebagai media pertemuannya antara larutan amin dan *sour gas* selain itu fungsi dari paking atau *tray* ini adalah untuk memperluas bidang kontak diantaranya. Dari hasil *running HYSYS* didapat *tray* yang digunakan sebanyak 12 *tray* untuk menghasilkan $CO_2 < 5\%$ dan H_2S



< 5 ppm dan juga operasi ini menghasilkan tekanan keluaran 1165 psig dan suhu 125 °F.

4.3.3.2 Proses Regenerasi

Larutan amin keluaran dari bagian bawah absorber disebut *rich* amin karena pada larutan itu banyak mengandung CO₂ dan H₂S setelah proses absorpsi di dalam absorber. Keluaran *rich* amin ini diatur dengan menggunakan kontrol *valve* pengatur ketinggian cairan dalam absorber dan dialirkan kedalam *flash* kolom.

Pada *flash* kolom larutan *rich* amin mengalami penurunan tekanan yang signifikan dari 1165 psig menjadi sekitar 115 psig sehingga terjadi pelepasan atau *flashing* kandungan gas hidrokarbon ringan yang terbawa pada *rich* amin. Dalam kolom ini gas CO₂ dan H₂S belum dapat terpisahkan karena kedua gas tersebut hanya dapat dilepaskan oleh proses pemanasan. *Flash* gas tersebut umumnya akan dimanfaatkan sebagai bahan bakar dari sejumlah unit pembakaran seperti thermal oxidizer maupun boiler. Tekanan dalam *flash* kolom diatur dengan menggunakan *valve* kontrol tekanan pada bagian atas kolom yang nantinya gas tersebut akan dikeluarkan sebagai bahan bakar maupun untuk dibakar ke *flare* unit. Keluaran larutan amin ini diatur dengan menggunakan kontrol *valve* pengatur ketinggian cairan dalam kolom dan dialirkan menuju kolom regenerasi melewati alat penukar panas.

Alat penukar panas menggunakan jenis *frame* dan *plate* berfungsi untuk menaikkan suhu *rich* amin keluaran dari *flash* kolom menjadi 218 °F dengan memanfaatkan panas dari *lean* amin yang keluar dari bagian bawah kolom regenerator dan mempunyai suhu 250 °F. Proses pemindahan panas ini terjadi secara konduksi antara bagian *plate* dan *frame* dari alat penukar panas dimana alirannya mengalir secara berlawanan arah. *Rich* amin yang sudah naik suhunya akan terus mengalir menuju regenerator.

Regenerator mempunyai fungsi untuk melepaskan/melucutkan kandungan CO₂ dan H₂S yang terkandung dalam larutan *rich* amin untuk menghasilkan *lean* amin (amin yang sedikit mengandung CO₂ dan H₂S) dengan menggunakan panas dari *reboiler*. *Rich* amin akan masuk kedalam regenerator pada bagian atas kolom mengalir ke bagian bawah kolom yang telah dibatasi *chimney* melewati paking kolom. *Rich* amin kemudian masuk kedalam bagian *shell reboiler* untuk mengalami pemanasan sampai mencapai suhu bawah kolom 250 °F dimana pada suhu tersebut CO₂ dan H₂S dapat



terpisahkan menjadi fraksi uap/gas. Uap/gas panas tersebut akan naik ke bagian atas kolom regenerator dan terjadi kontak dengan *rich* amin dalam *packing* untuk menaikkan suhu *rich* amin tersebut untuk mengurangi beban *reboiler*. Larutan yang keluar dari *reboiler* masuk kembali ke bagian bawah kolom regenerator untuk melepaskan kembali sisa-sisa uap/gas yang masih terkandung dalam amin yang kemudian keluar kolom akan menjadi *lean* amin. Pada bagian atas kolom regenerator dilengkapi dengan sistem refluks untuk mengambil kembali larutan amin yang ikut teruapkan pada proses pemanasan.

Lean amin yang keluar dari bagian bawah regenerator akan masuk kedalam tangki yang sebelumnya melewati alat penukar panas untuk menurunkan suhu larutan tersebut menjadi 174 °F dan juga untuk dimanfaatkan panasnya untuk menaikkan suhu *rich* amin sebelum masuk kedalam regenerator.

Lean amin dalam tangki kemudian dipompakan dengan menggunakan booster pompa untuk menaikkan tekanan agar dapat mengalir menuju *lean* amin cooler. Fungsi *lean* amin cooler adalah untuk menurunkan suhu *lean* amin menjadi 115 °F. Selanjutnya aliran amin akan dinaikkan kembali tekanannya sampai mencapai 1175 psig agar dapat masuk ke dalam amin absorber. Sebagian kecil amin setelah cooler ada yang dilewatkan ke bagian filter untuk maintenance kandungan solid dalam sirkulasi amin. Sirkulasi ini berlangsung secara kontinyu.

4.3.4 Proses Dehidrasi Glikol

Proses dehidrasi glikol ini terintegrasi dengan proses pendinginan gas yang berfungsi untuk memisahkan fraksi berat dalam gas. Proses yang terjadi adalah proses absorpsi kandungan air yang ada dalam gas dengan menggunakan larutan glikol atau lebih tepatnya Trietilen Glikol. Proses ini diperlukan agar dapat memenuhi spesifikasi produk dan juga untuk mencegah terjadinya hidrat pada proses pendinginan/refrigerasi.

Glikol diinjetkan kedalam gas/gas exchanger dan gas chiller, hal ini dilakukan untuk absorb kandungan air dalam gas dan mencegah terjadinya hidrat pada alat tersebut karena beroperasi dengan suhu dibawah 0 °C.

Proses regenerasi glikol dilakukan pada paket proses regenerasi yang intinya adalah dengan pemanasan glikol dengan *direct fire* dalam *burner* sehingga kandungan air dalam glikol akan menguap dan terpisahkan kembali sehingga akan membuat glikol menjadi murni kembali. Proses ini berlangsung secara kontinyu dan tertutup.



4.3.5 Proses Hidrokarbon Dew Point Control

Pada awalnya proses ini terjadi dalam *Print Circuit Heat Exchanger* dimana gas keluaran dari sistem pemurnian dengan kondisi tekanan 1155 psig dan suhu 120 °F mengalami penurunan suhu menjadi 62 °F dengan memanfaatkan gas dingin dari keluaran *Gas/Gas Exchanger*.

Gas keluaran dari PCHE akan diturunkan lagi suhunya didalam *Gas/Gas Exchanger* menjadi 13.5 °F dengan memanfaatkan gas dingin dari gas keluaran *Low Suhu Separator*, jenis desain alat penukar panas ini adalah *shell* dan *tube*. Pada bagian ini diinjektan dengan larutan glikol untuk mencegah terjadinya hidrat yang disebabkan kandungan air dan aliran gas karena pada GGE beroperasi pada suhu di bawah 0 °C.

Proses selanjutnya adalah penurunan kembali suhu gas yang terjadi didalam chiller untuk mendapatkan suhu keluaran 0.5 °F. Pendingin yang digunakan adalah pendingin propane. Pada bagian ini juga dimasukkan larutan glikol untuk mencegah terjadinya hidrat.

Gas keluaran dari chiller akan diturunkan suhunya dengan cara menurunkan tekanan dengan menggunakan *JT Valve* berdasarkan prinsip *JT* efek dimana tekanan diturunkan maka suhu akan ikut turun juga. Suhu keluaran dari *JT valve* adalah - 10 °F untuk dapat menghasilkan proses pemisahan fraksi berat yang lebih baik yang terjadi dalam *LTS*.

Dalam *LTS* terjadi pemisahan antara fraksi berat dengan fraksi gas, sehingga akan menghasilkan produk samping berupa kondensat. Gas keluaran dari *LTS* akan dilewatkan kedalam *Gas/Gas Exchanger* untuk digunakan sebagai media pendingin serta untuk menaikkan kembali suhu gas. Kemudian keluaran dari *GGE* tersebut akan dimanfaatkan sebagai pendingin kembali dalam *PCHE* sehingga suhu gas akan naik kembali menjadi 109 °F dan tekanan akhir 946 psig.

4.3.6 Proses Kompresi dan Pendinginan

Fungsi pada bagian ini adalah untuk menaikkan tekanan gas keluaran dari bagian *shell Gas/Gas Exchanger* untuk dijadikan sebagai produk gas jual sehingga dengan tekanan tersebut diharapkan produk akan dapat mengalir sampai ke konsumen. Tekanan gas keluaran kompresor adalah 1325 psig dan suhu 162 °F.



Selanjutnya gas keluaran akan dilewati *cooler* untuk menurunkan suhu Gas Jual menjadi 120 °F.

4.3.7 Proses Stabilisasi Kondensat

Semua kondensat yang dihasilkan dari proses separasi maupun *dew point control* akan dikirimkan kedalam *stabilizer feed drum* untuk selanjutnya akan dimasukkan kedalam kolom stabiliser yang berfungsi untuk menstabilkan komposisi dan kondisi kondensat yang akan dikirim melalui jalur pipa agar sesuai dengan spesifikasi produk dengan cara pemanasan.

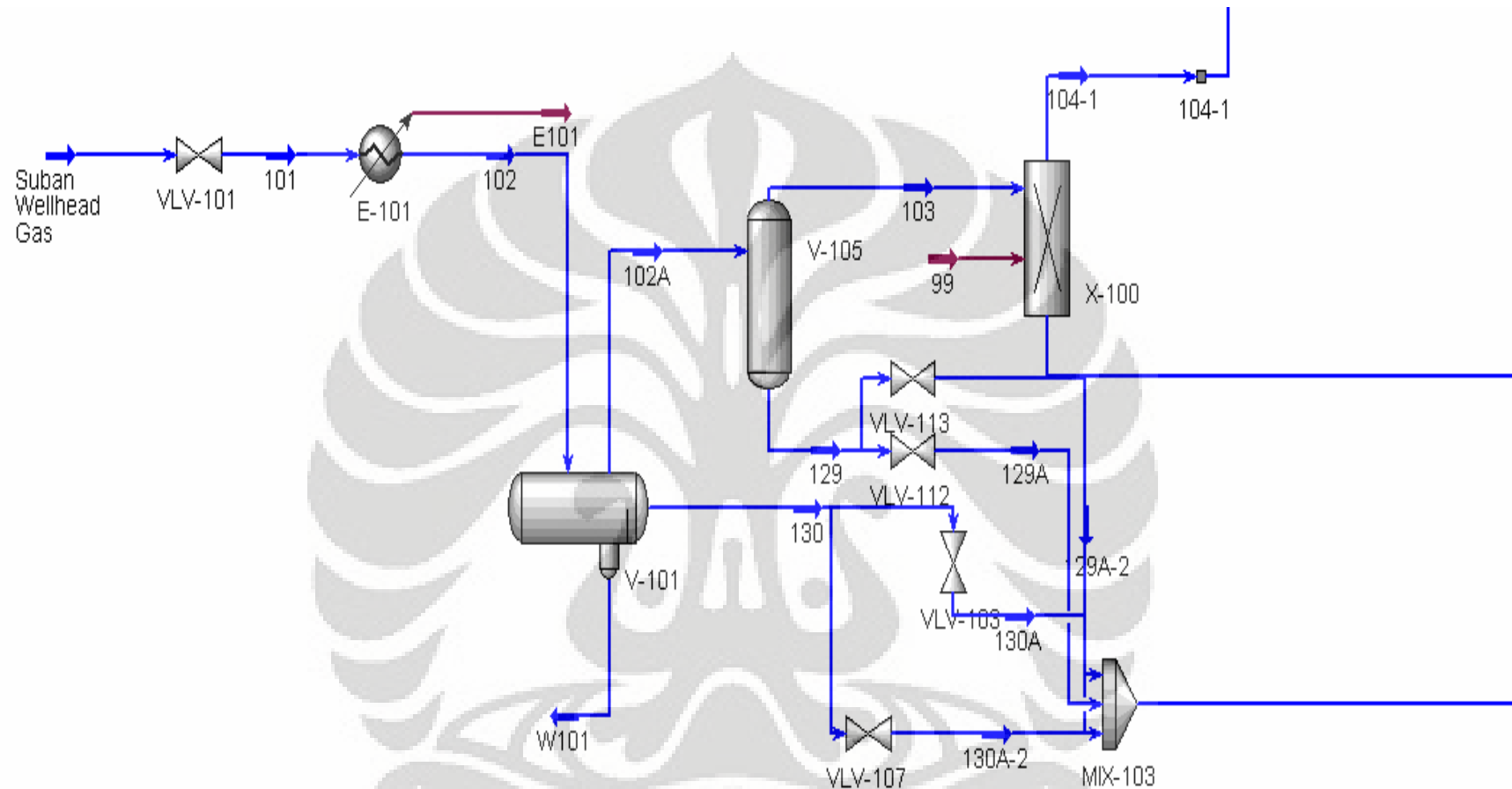
Setelah stabil kondensat akan didinginkan terlebih dahulu melewati *cooler* untuk mencegah proses pengupuan dan sebagai pengaman yang terjadi selama pengiriman.

BAB V ASPEK TEKNIS

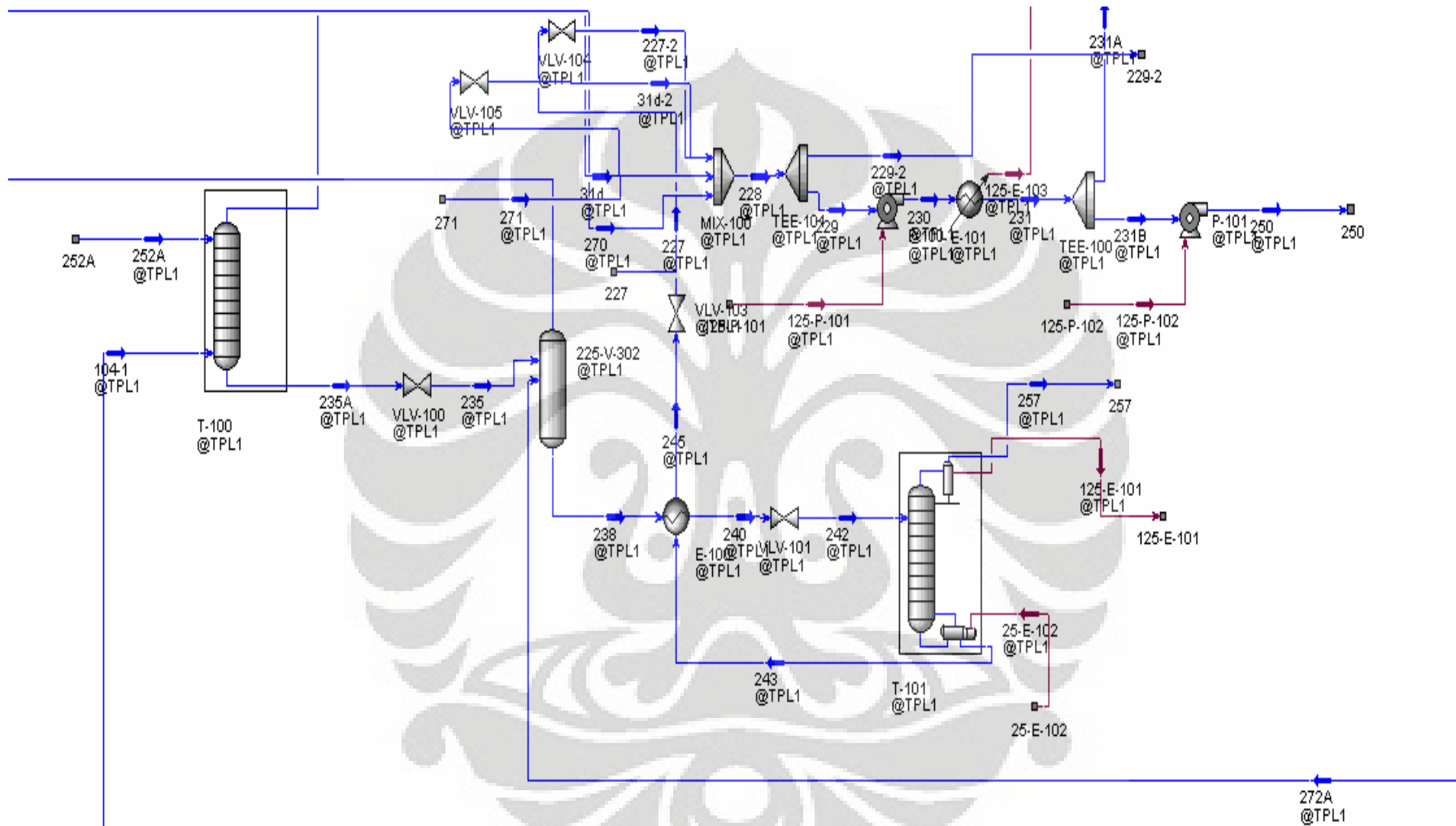
5.1 Diagram Alir Proses

Diagram alir proses, aliran material dan aliran energi kilang masing-masing unit pengolahan bahan bakar gas berdasarkan *running* dengan *HYSYS 3.1* dapat dilihat pada gambar dibawah ini

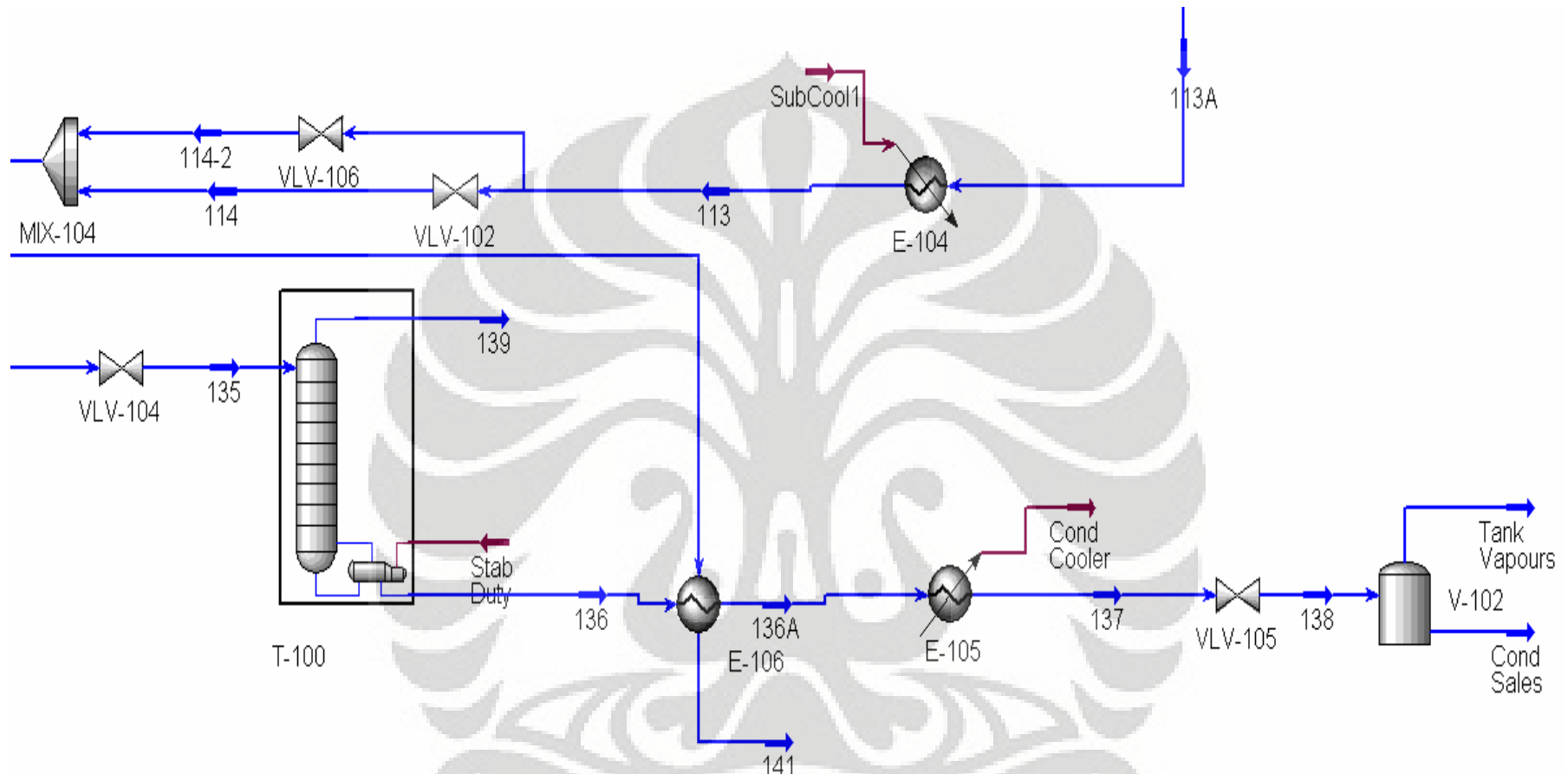




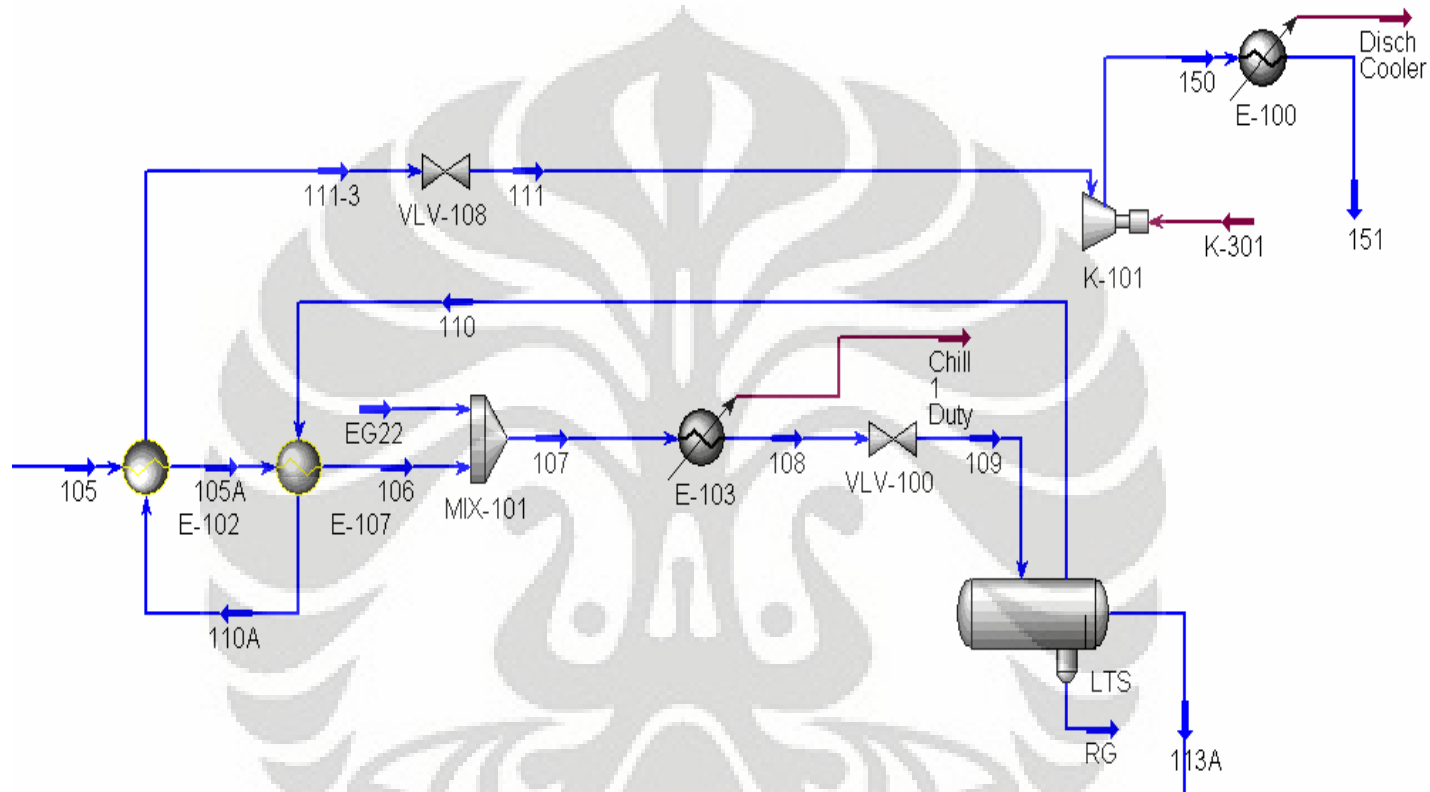
Gambar 5.1. Diagram Aliran Proses Unit Pengolahan Awal



Gambar 5.2. Diagram Aliran Proses Unit Amin



Gambar 5.3. Diagram Aliran Proses Unit Stabilisasi Kondensat



Gambar 5.4. Diagram Aliran Proses Unit Pemisahan Hidrokarbon dan Kompresi



Material Streams													
		Gubian Wellhead Gas	102	103	130	W101	110	111-3	109	105	EG21	EG22	113A
Vapour Fraction		0.9899	0.9542	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.9896	0.9945	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	F	240.0	115.0	114.4	114.8	114.8	-11.25	98.57	-11.11	120.8	80.00	80.00	-11.25
Pressure	psia	1188	1173	1158	1168	1168	966.0	946.0	968.0	1155	1240	1240	966.0
Molar Flow	lbmole/hr	2.416e+004	2.416e+004	2.305e+004	188.0	919.9	2.237e+004	2.237e+004	2.261e+004	2.255e+004	105.0	52.50	32.75
Mass Flow	lb/hr	4.737e+005	4.737e+005	4.421e+005	1.481e+004	1.660e+004	4.074e+005	4.074e+005	4.163e+005	4.141e+005	4377	2188	1382
Liquid Volume Flow	barrel/day	9.069e+004	9.069e+004	8.804e+004	1497	1139	8.502e+004	8.502e+004	8.569e+004	8.555e+004	275.9	138.0	185.3
Heat Flow	B.kwhr	-1.022e+009	-1.069e+009	-9.407e+008	-1.968e+007	-1.122e+008	-8.701e+008	-8.399e+008	-9.039e+008	-8.608e+008	-1.690e+007	-8.451e+006	-1.943e+006
Vapour Fraction		0.0000	0.9910	1.0000	0.9899	1.0000	0.4025	0.2663	1.0000	0.0000	0.0000	0.1221	1.0000
Temperature	F	-11.25	1.682e+002	149.9	240.0	150.2	13.06	106.9	96.85	96.85	96.85	91.43	91.49
Pressure	psia	966.0	1125	1165	1188	1325	400.0	400.0	400.0	400.0	400.0	130.0	105.0
Molar Flow	lbmole/hr	204.9	2.261e+004	2.249e+004	2.416e+004	2.237e+004	32.75	188.0	131.2	315.5	0.3298	315.0	60.13
Mass Flow	lb/hr	751.2	4.163e+005	4.106e+005	4.737e+005	4.074e+005	1382	1.481e+004	2680	3.011e+004	5.948	3.011e+004	1545
Liquid Volume Flow	barrel/day	481.1	8.569e+004	8.533e+004	9.069e+004	8.502e+004	185.3	1497	513.1	2893	0.4082	2893	280.0
Heat Flow	B.kwhr	-3.182e+007	-9.039e+008	-8.410e+008	-1.022e+009	-8.311e+008	-1.897e+006	-1.568e+007	-5.695e+006	-2.992e+007	-4.035e+004	-2.992e+007	-3.108e+006
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0055	1.0000	0.0000	0.9710	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.4025	0.2662
Temperature	F	332.8	120.0	119.7	119.7	119.7	330.0	330.0	330.0	330.0	149.9	13.06	106.8
Pressure	psia	107.0	92.00	14.70	14.70	14.70	4389	4389	4389	4389	1165	400.0	400.0
Molar Flow	lbmole/hr	255.4	255.4	255.4	1.414	254.0	2.401e+004	2.332e+004	0.0000	696.3	2.249e+004	65.50	381.6
Mass Flow	lb/hr	2.896e+004	2.896e+004	2.896e+004	76.31	2.849e+004	4.658e+005	4.572e+005	0.0000	1.257e+004	4.106e+005	2765	3.003e+004
Liquid Volume Flow	barrel/day	2633	2633	2633	9.538	2624	8.841e+004	8.754e+004	0.0000	863.5	8.533e+004	370.6	3036
Heat Flow	B.kwhr	-2.302e+007	-2.635e+007	-2.635e+007	-7.248e+004	-2.628e+007	-1.053e+009	-9.706e+008	0.0000	-8.200e+007	-8.410e+008	-3.795e+006	-3.183e+007
Vapour Fraction		0.2663	0.4025	1.0000	0.0045	1.0000	1.0000	0.9936	0.9933	0.9910	1.0000	0.1875	1.0000
Temperature	F	106.9	13.06	150.0	328.1	98.57	46.50	71.10	13.50	13.81	120.0	35.00	120.0
Pressure	psia	400.0	400.0	390.0	102.0	946.0	956.0	1145	1135	1135	1295	951.0	1158
Molar Flow	lbmole/hr	188.0	32.75	131.2	255.4	2.237e+004	2.237e+004	2.255e+004	2.255e+004	2.261e+004	2.237e+004	32.75	2.245e+004
Mass Flow	lb/hr	1.481e+004	1382	2680	2.896e+004	4.074e+005	4.074e+005	4.141e+005	4.141e+005	4.163e+005	4.074e+005	1382	4.098e+005
Liquid Volume Flow	barrel/day	1497	185.3	513.1	2633	8.502e+004	8.502e+004	8.555e+004	8.555e+004	8.569e+004	8.502e+004	185.3	8.527e+004
Heat Flow	B.kwhr	-1.968e+007	-1.897e+006	-5.995e+006	-2.305e+007	-8.399e+008	-8.533e+008	-8.743e+008	-8.911e+008	-8.995e+008	-8.386e+008	-1.897e+006	-8.439e+008
Vapour Fraction		0.9980	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.2435	0.2435
Temperature	F	120.0	120.0	81.98	82.00	100.0	99.98	81.94	114.8	114.8	114.8	106.8	106.8
Pressure	psia	1155	1155	1064	1065	1065	1064	1064	1168	1168	1158	400.0	400.0
Molar Flow	lbmole/hr	2.249e+004	44.87	7.686e+004	7.686e+004	1.208e+005	1.208e+005	7.686e+004	2.305e+004	2.778	2.778	2.778	2.778
Mass Flow	lb/hr	4.106e+005	805.6	1.393e+006	1.393e+006	2.189e+006	2.189e+006	1.393e+006	4.423e+005	206.3	206.3	206.3	206.3
Liquid Volume Flow	barrel/day	8.533e+004	55.29	2.910e+005	2.910e+005	4.574e+005	4.574e+005	2.910e+005	8.806e+004	20.72	20.72	20.72	20.72
Heat Flow	B.kwhr	-8.494e+008	-5.445e+006	-2.927e+009	-2.927e+009	-4.575e+009	-4.575e+009	-2.927e+009	-9.409e+008	-2.403e+005	-2.403e+005	-2.403e+005	-2.403e+005

Gambar 5.5. Aliran Material Proses



Material Streams													
		Suban Wethead Gas	102	103	130	W101	110	111-3	109	105	EG21	EG22	113A
Vapour Fraction		0.9859	0.9542	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.9895	0.9945	0.0000	0.0000
Temperature	F	240.0	115.0	114.4	114.8	114.8	-11.25	96.57	-11.11	120.8	80.00	80.00	-11.25
Pressure	psia	1188	1173	1158	1168	1168	966.0	946.0	968.0	1155	1240	1240	966.0
Molar Flow	lbmole/hr	2.416e+004	2.416e+004	2.305e+004	188.0	919.9	2.237e+004	2.237e+004	2.261e+004	2.255e+004	105.0	52.80	32.75
Mass Flow	lb/hr	4.737e+005	4.737e+005	4.421e+005	1.481e+004	1.660e+004	4.074e+005	4.074e+005	4.163e+005	4.141e+005	4377	2188	1382
Liquid Volume Flow	barrel/day	9.069e+004	9.069e+004	8.804e+004	1497	1139	8.502e+004	8.502e+004	8.569e+004	8.555e+004	27.59	138.0	185.3
Heat Flow	B.kwhr	-1.022e+009	-1.069e+009	-9.407e+008	-1.568e+007	-1.122e+008	-8.701e+008	-8.399e+008	-9.039e+008	-8.608e+008	-1.690e+007	-8.451e+006	-1.943e+006
		RG	108	10+2	101	150	114	130A	133	134	W2	135	139
Vapour Fraction		0.0000	0.9910	1.0000	0.9859	1.0000	0.4025	0.2663	1.0000	0.0000	0.0000	0.1221	1.0000
Temperature	F	-11.25	1.682e-002	149.9	240.0	150.2	13.06	106.9	96.85	96.85	96.85	91.43	91.49
Pressure	psia	966.0	1125	1165	1188	1325	400.0	400.0	400.0	400.0	400.0	130.0	105.0
Molar Flow	lbmole/hr	204.9	2.261e+004	2.249e+004	2.416e+004	2.237e+004	32.75	188.0	131.2	315.5	0.3296	315.5	60.13
Mass Flow	lb/hr	7512	4.163e+005	4.106e+005	4.737e+005	4.074e+005	1382	1.481e+004	2680	3.011e+004	5.948	3.011e+004	1545
Liquid Volume Flow	barrel/day	481.1	8.569e+004	8.533e+004	9.069e+004	8.502e+004	185.3	1497	513.1	2893	0.4082	2893	260.0
Heat Flow	B.kwhr	-3.182e+007	-9.039e+008	-8.410e+008	-1.022e+009	-8.311e+008	-1.897e+006	-1.568e+007	-5.669e+006	-2.962e+007	-4.035e+004	-2.962e+007	-3.108e+006
		136	137	138	Tank Vapours	Cond Sales	Suban Reservoir	Suban R Gas	Suban R Cond	Suban R Water	104	115	131
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0055	1.0000	0.0000	0.9710	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.4025	0.2662
Temperature	F	332.8	120.0	119.7	119.7	119.7	330.0	330.0	330.0	149.9	13.06	106.8	106.8
Pressure	psia	107.0	92.00	14.70	14.70	14.70	4359	4359	4359	1165	400.0	400.0	400.0
Molar Flow	lbmole/hr	255.4	255.4	255.4	1.414	254.0	2.401e+004	2.332e+004	0.0000	696.3	2.249e+004	65.80	381.6
Mass Flow	lb/hr	2.896e+004	2.896e+004	2.896e+004	76.31	2.849e+004	4.698e+004	4.572e+005	0.0000	1.257e+004	4.106e+005	2765	3.003e+004
Liquid Volume Flow	barrel/day	2633	2633	2633	9.538	2624	8.841e+004	8.754e+004	0.0000	863.5	8.533e+004	370.6	3036
Heat Flow	B.kwhr	-2.302e+007	-2.635e+007	-2.635e+007	-7.248e+004	-2.628e+007	-1.053e+009	-9.706e+008	0.0000	-8.200e+007	-8.410e+008	-3.795e+006	-3.183e+007
		130A+2	114+2	141	136A	111	110A	105A	106	107	151	113	104B
Vapour Fraction		0.2663	0.4025	1.0000	0.0045	1.0000	1.0000	0.9996	0.9933	0.9910	1.0000	0.1875	1.0000
Temperature	F	106.9	13.06	150.0	328.1	96.57	46.50	71.10	13.50	13.81	120.0	35.00	120.0
Pressure	psia	400.0	400.0	390.0	102.0	946.0	956.0	1145	1135	1135	1295	951.0	1155
Molar Flow	lbmole/hr	188.0	32.75	131.2	255.4	2.237e+004	2.237e+004	2.255e+004	2.255e+004	2.261e+004	2.237e+004	32.75	2.249e+004
Mass Flow	lb/hr	1.481e+004	1382	2680	2.896e+004	4.074e+005	4.074e+005	4.141e+005	4.141e+005	4.163e+005	4.074e+005	1382	4.098e+005
Liquid Volume Flow	barrel/day	1497	185.3	513.1	2633	8.502e+004	8.502e+004	8.555e+004	8.555e+004	8.569e+004	8.502e+004	185.3	8.527e+004
Heat Flow	B.kwhr	-1.568e+007	-1.897e+006	-5.595e+006	-2.309e+007	-8.399e+008	-8.533e+008	-8.743e+008	-8.911e+008	-8.995e+008	-8.386e+008	-1.897e+006	-8.439e+008
		104A	272A	24" DP Check	156-2	156-3	30" Piping Check	20" Pipe Check	102A	129	129A	129A-2	
Vapour Fraction		0.9980	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.2435	0.2435	
Temperature	F	120.0	120.0	81.98	82.00	100.0	99.98	81.94	114.8	114.4	106.8	106.8	
Pressure	psia	1155	1155	1064	1065	1065	1064	1064	1168	1158	400.0	400.0	
Molar Flow	lbmole/hr	2.249e+004	44.87	7.686e+004	7.686e+004	1.208e+005	1.208e+005	7.686e+004	2.305e+004	2.778	2.778	2.778	
Mass Flow	lb/hr	4.106e+005	805.6	1.393e+006	1.393e+006	2.189e+006	2.189e+006	1.393e+005	4.423e+005	206.3	206.3	206.3	
Liquid Volume Flow	barrel/day	8.533e+004	55.29	2.910e+005	2.910e+005	4.574e+005	4.574e+005	2.910e+005	8.806e+004	20.72	20.72	20.72	
Heat Flow	B.kwhr	-8.494e+008	-5.445e+006	-2.927e+009	-2.927e+009	-4.575e+009	-4.575e+009	-2.927e+009	-9.409e+008	-2.403e+005	-2.403e+005	-2.403e+005	

Gambar 5.6. Aliran Material Proses

Energy Streams												
		E101	Stab Duty	Cond Cooler	Chill 1 Duty	Disch Cooler	SubCool1	K-301	AOH Cooler	Pipe	Pipe 2	Pipe 3
Heat Flow	Btu/hr	4.714e+007	3.791e+006	3.259e+006	4.366e+006	7.555e+006	4.557e+004	8.819e+006	8.366e+006	0.0000	0.0000	0.0000

Gambar 5.7. Aliran Energi Proses



5.2 Neraca Massa dan Energi

Efisiensi neraca massa dan energi akan menentukan kinerja suatu proses. Efisiensi ini dapat dilihat dari banyaknya massa dan energi yang masuk dan keluar proses. Nilai efisiensi yang lebih tinggi dari 75% menandakan bahwa proses dalam kilang tersebut sudah baik dan sudah menggunakan energi dan bahan baku secara efisien. Neraca massa dan energi pada perancangan kilang ini dihitung dengan menggunakan bantuan *software HYSYS 3.1* dan simulasi ini dilakukan pada mode operasi secara kontinu dan keadaan tunak.

Neraca massa dan energi pada rancangan kilang ini akan ditampilkan dalam bentuk tabel yang disesuaikan pada tabel aliran yang ada pada diagram alir proses dari simulasi *HYSYS 3.1* yang terlampir.

Tabel 5.1 dibawah ini merupakan tabel neraca massa pada proses secara total dari masing-masing aliran mulai dari proses amin, pengambilan hidrokarbon, proses separasi dan stabilisasi kondensat

Tabel 5. 1 Neraca Massa Total

NERACA MASSA TOTAL			
Masuk		Keluar	
Aliran	lb/h	Aliran	lb/h
Suban Well Head	1.292.000	W101	45.270
EG21	4.377	W2	7.851
EG22	2.188	141	6.227
31d@TPL1	88.930	139	4.648
270@TPL1	30	Cond Sales	103.000
		Tank Vapour	381
		236@TPL1	238
		257	32.250
		RG	9.027
		151	1.143.000
Total	1.387.525	Total	1.351.892

Dari tabel 5.1 ditampilkan data neraca massa secara keseluruhan dari aliran masuk dan aliran keluar dari masing-masing proses. Semua data dan masing aliran dapat dilihat pada gambar 5.1 sampai gambar 5.6. Neraca massa untuk aliran masuk mempunyai nilai 1.387.525 lb/hr sedangkan neraca massa untuk aliran keluar mempunyai nilai 1.351.892 lb/hr. Dari data tersebut didapat efisiensi proses keseluruhan sebesar 97,43%. Hal ini sudah dapat disimpulkan bahwa proses rancangan kilang yang dibuat dengan menggunakan bantuan *software HYSYS 3.1* sudah bagus.



Sedangkan untuk hasil perhitungan neraca energi total pada kilang yang akan dirancang ini ditunjukkan pada Tabel 5.2 berikut ini.

Tabel 5. 2 Neraca Energi Total

NERACA ENERGI TOTAL			
Masuk		Keluar	
Aliran	MMBtu/Hr	Aliran	MMBtu/Hr
Suban Well Head	-2.786	W101	-306,1
EG21	-137,1	W2	-0,0532
EG22	-6,853	141	-13,16
31d@TPL1	-42,2	139	-9,822
270@TPL1	0.00898	Cond Sales	-94,55
99	-1,634	Tank Vapour	-0,3766
Stab Duty	13,91	236@TPL1	0,06912
Sub Cool1	0,10420	257	3,425
K-301	23,77	RG	-37,09
125-P-102	2,806	151	-2.408
125-P-101	0,2598	Cond Cooler	-12,64
25-E-102	52,5	Disch Cooler	27,09
		Chill 1 Duty	17,96
		E-107	13,42
		AOH Cooler	16,05
		125-E-103	2,687
Total	-2.880	Total	-2,801

Dari Tabel 5.2 ditampilkan neraca energi secara keseluruhan dari masing-masing aliran proses. Semua data dan masing-masing aliran dapat dilihat pada gambar 5.1 sampai gambar 5.7. Neraca energi total untuk aliran masuk mempunyai nilai -2.880 MMBtu/hr sedangkan neraca energi total untuk aliran keluar mempunyai nilai -2.801 MMBtu/hr. Dari data neraca energi total tersebut didapat efisiensi proses sebesar 97,246%. Dari efisiensi neraca energi total yang didapat juga dapat menunjukkan bahwa proses sudah berjalan dengan baik.

Table 5.3 menunjukkan banyaknya kebutuhan utilitas yang diperlukan pada proses pengolahan gas untuk dapat memenuhi spesifikasi produk yang telah ditentukan.

Tabel 5. 3 Kebutuhan Utilitas

Utilitas	Kebutuhan (per tahun)	Satuan
Uap/kukus	16.877.109,66	Ton
Listrik	241,550	MW/hr
Refrigerant	324,949	Ton
MDEA	57,646	Kg
TEG	4.842,189	Kg



5.3 Peralatan

Pemilihan peralatan yang digunakan pada kilang yang akan dirancang ini merupakan faktor yang sangat penting untuk menjamin kelangsungan beroperasinya kilang dan kualitas produk yang dihasilkan. Peralatan secara umum terbagi menjadi dua yaitu, peralatan utama dan peralatan pendukung.

Peralatan utama merupakan peralatan yang mutlak dibutuhkan agar kilang dapat beroperasi dan mampu untuk mengolah bahan baku yaitu gas alam menjadi produk yang diinginkan yaitu gas kota. Peralatan utama yang dibutuhkan seperti kolom fraksionasi, kolom absorber, kolom regenerasi dan penukar panas. Sementara peralatan pendukung adalah peralatan yang disediakan agar proses produksi dapat berlangsung dan sesuai dengan kualitas produk yang akan dihasilkan. Adapun peralatan yang termasuk peralatan pendukung antara lain seperti pompa.

Masing-masing peralatan dihitung untuk mengetahui spesifikasi peralatan pada perancangan kilang pengolahan gas dan juga untuk memperkirakan biaya atau harga pembelian peralatan-peralatan yang dibutuhkan sehingga dapat dianalisa kelayakan ekonominya.

Beberapa alat utama dan pendukung dengan pertimbangan kemudahan dan keakuratan dalam perhitungan digunakan bantuan *software* simulasi proses kimia *HYSYS 3.1*.

5.3.1 Kolom Fraksionasi

Fraksionasi adalah proses pemisahan komponen dari campuran berdasarkan perbedaan titik didih dari masing-masing komponen dengan menggunakan panas. Pada rancangan kilang ini proses fraksionasi dalam kolom fraksionasi digunakan untuk menstabilkan kondensat dengan cara memisahkan fraksi-fraksi ringan seperti C1-C4 sehingga didapatkan kondensat dengan komponen yang lebih stabil.

Selain itu proses ini juga digunakan pada proses regenerasi larutan MDEA pada proses pemurnian gas, proses ini bertujuan untuk memisahkan CO₂ dan H₂S yang terkandung dalam larutan amin dengan menggunakan bantuan panas. Sehingga akan didapat kembali amin yang dapat digunakan untuk proses pemurnian gas kembali.

Umumnya pada setiap kolom fraksionasi dilengkapi dengan sebuah kondenser yang berfungsi untuk mengkondensasikan fasa uap atau produk atas kolom sebelum kemudian dikembalikan sebagian ke kolom kondenser dan *reboiler* yang berada pada



bagian kolom berfungsi sebagai pemanas produk bawah yang berupa fraksi berat. Kelengkapan kolom fraksionasi yang berupa alat penukar panas akan dibahas kemudian dibagian penukar panas.

5.3.1.1 Kolom Stabiliser

Kolom Stabiliser berfungsi untuk memisahkan fraksi ringan yaitu metana, etana, propana dan butana serta komponen lain yang lebih ringan seperti CO₂ dan N₂, sebagai fraksi ringan dimana komponen-komponen ini keluar sebagai produk atas dan pentana serta fraksi berat lainnya akan keluar sebagai produk bawah.

Tabel 5. 4 Spesifikasi Kolom Stabiliser

Kode Alat	T-100
Jenis	<i>Tray column</i>
Tekanan desain kolom (psia)	250
Tekanan operasi (psia)	130
Jarak antar <i>tray</i> (ft)	1,65
Jumlah <i>tray</i> (buah)	12
Jenis <i>tray</i>	<i>Sieve tray</i>
Tebal <i>shell (Top)</i> (ft)	1,2292
Tebal <i>shell (Bottom)</i> (ft)	1,2292
ID (m)	1,5
Tinggi kolom (m)	7,65
Orientasi	Vertikal
Material	<i>Carbon Steel</i>

Karena proses yang terjadi pada kolom fraksionasi berlangsung pada keadaan yang tidak korosif serta suhu yang tidak terlalu tinggi, maka material kolom dan *tray* (talam) dari kolom *de-ethanizer* keduanya memakai *carbon steel* yang merupakan baja karbon yang mempunyai sifat mekanik yang baik, mudah dibentuk dan mempunyai komposisi yang seragam, baja karbon digunakan bagi alat proses yang tidak memerlukan ketahanan terhadap korosi terutama asam dan basa kuat.

5.3.1.2 Kolom Absorber, Regenerator dan Paking Amin

Kolom absorber dan regenerator pada proses pemurnian terbuat dari material tahan korosi yaitu SS 304 karena gas yang memasuki absorber dari bagian bawah



mengandung hidrogen sulfida dan karbon dioksida yang cukup tinggi sementara dari bagian atas kolom masuk larutan MDEA yang bersifat korosif. Sedangkan untuk kolom regenerator juga memiliki aliran yang bersifat korosif..

Stainless steel (SS) 304 yang akan digunakan pada unit proses pemurnian merupakan baja karbon multi fungsi ialah campuran antara baja karbon, krom dan nikel sehingga relatif tahan terhadap korosi dan suhu tinggi. Hal ini disebabkan adanya campuran krom (18%) yang berfungsi sebagai pencegah oksidasi pada permukaan baja serta dan nikel (8%) yang memberikan ketahanan terhadap kegetasan (*brittleness*) yang lebih tinggi. Ketahanan korosi yang baik sangat penting karena umpan kolom yang berupa gas, mengandung hidrogen sulfida dan karbondioksida yang bersifat korosif dan mengakibatkan dinding dan kelengkapan kolom menjadi mudah getas (*embrittlement*) dan cenderung mudah retak (*stress cracking*).

Kolom regenerator pada proses pemurnian yang digunakan di Suban terdiri atas 1 kolom yang mempunyai kemampuan untuk meregenerasi semua sirkulasi amin dalam sistem. Untuk spesifikasi dari kolom unit proses pemurnian pada lapangan gas Suban dapat dilihat pada tabel 5.5 dibawah ini.

Tabel 5. 5 Spesifikasi Kolom Absorber Amin

No. Alat	T-100@TPL1
Jenis	<i>Absorber column</i>
Tekanan operasi (psia)	1175
Jarak antar <i>tray</i> (ft)	2
Jumlah <i>tray</i> (buah)	10
Jenis <i>tray</i>	<i>Sieve tray</i>
Tebal <i>shell</i> (Top) (ft)	0,2708
Tebal <i>shell</i> (Bottom) (ft)	0,2708
ID (m)	4,032
Tinggi (m)	10,13
Orientasi	Vertikal
Material	SS 304



Tabel 5. 6 Spesifikasi Kolom Regenerator Amin

No. Alat	T-101@TPL1
Jenis	<i>Tray column</i>
Tekanan operasi (psia)	27
Jarak antar <i>tray</i> (ft)	1,804
Jumlah <i>tray</i> (buah)	12
Jenis <i>tray</i>	<i>Sieve tray</i>
Tebal <i>shell</i> (Top) (ft)	0,0052
Tebal <i>shell</i> (Bottom) (ft)	0,0052
ID (m)	3,44
Tinggi (m)	9,48
Orientasi	Vertikal
Material	SS 304

5.3.2 Amin Flash Separator

Flash separator pada unit pemurnian berfungsi untuk memisahkan kandungan hidrokarbon yang terbawa pada larutan amin pada waktu proses absorpsi. *Flash* separator yang digunakan dalam rancangan kilang ini berjumlah 1 buah yaitu pada proses pemurnian dengan menggunakan amin

Bahan yang dipilih untuk *flash* separator pada amin *flash* separator adalah *stainles steel* karena pada *rich* amin banyak sekali kandungan CO₂ dan H₂S yang dapat menyebabkan korosif material. Spesifikasi *flash separator* dapat dilihat pada Tabel 5.7.

Tabel 5. 7 Spesifikasi Amin Flash Separator

No.Alat	225-V-302
Senyawa	<i>Rich Amin</i>
Holding time (min)	2
Diameter (m)	1,829
Tinggi (m)	6,401
Orientasi	vertikal
Material	<i>Stainles steel</i>

5.3.3 Inlet Separator

Inlet separator pada proses awal pengolahan gas berfungsi untuk memisahkan kandungan hidrokarbon berat yang terkandung dalam larutan amin berdasarkan perbedaan massa jenis dan efek tumbukan. Selain itu fungsi separator ini adalah untuk mencegah terjadinya *foaming* dalam proses amin yang disebabkan masih banyaknya kandungan hidrokarbon berat dalam aliran gas. Pada prose pengolahan awal ini terdapat 2 buah *inlet* separator yaitu satu buah jenis separator tiga fasa horizontal dan sat buah lagi berupa separator dua fasa vertikal.



Bahan yang dipilih untuk *inlet* separator ini adalah *carbon steel* karena pada proses pemisahan tidak terlalu berpotensi menyebabkan korosif. Spesifikasi *inlet* separator dapat dilihat pada Tabel 5.8.

Tabel 5. 8 Spesifikasi *Inlet* Separator

No.Alat	215-V-101	215-V-105
Senyawa	Gas Umpan	Gas Umpan
Tipe	Separator 3 Fasa	Separator 2 Fasa
Holding time (min)	2	2
Diameter (m)	4,115	10,36
Tinggi (m)	-	36,27
Panjang (m)	22,63	-
Diam Boot (m)	1,372	-
Tinggi Boot	7,544	-
Orientasi	Horizontal	Vertikal
Material	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>

5.3.4 Penukar Panas

Heat exchanger merupakan alat penukar panas yang dibutuhkan ketika suatu aliran membutuhkan suatu pemanasan atau pendinginan. Kilang ini membutuhkan *heat exchanger* sebanyak 1 buah untuk proses pertukaran panas antara *rich* amin dengan *lean* amin pada proses *sweetening*, 1 buah *exchanger* untuk proses pemisahan hidrokarbon berat pada proses kontrol titik embun hidrokarbon dan 1 buah untuk pertukaran panas antara produk bawah stabiliser kondensat dengan produk atas stabiliser *feed drum*.

Pada kilang ini kami menggunakan jenis HE *shell and tube* dengan tipe *floating head*, adapun pertimbangannya menggunakan HE ini adalah *Shell-Tube heat exchanger* memiliki permukaan yang dapat diperluas pada kedua sisi *shell* atau *tube* sehingga dapat memperbesar pertukaran kalor. Dengan tipe *shell and tube* dapat melakukan pertukaran panas dengan rentang suhu dan kapasitas termal yang cukup besar, dapat menggunakan variasi bahan yang banyak dan dapat digunakan berbeda pada *shell* atau *tube*, peralatan dapat dibersihkan dengan mudah, biaya perawatan yang relatif murah. Dan untuk tipe *floating head* pertimbangannya adalah untuk membersihkan HE lebih mudah dibanding dengan tipe *fixed tube* namun akan menambah biaya.

Adapun untuk HE yang juga menjadi pertimbangan adalah umpan fluida ke dalam *shell* atau *tube*, biasanya masukan fluida ke dalam *tube* adalah jenis fluida yang



memiliki tekanan tinggi, temperatur yang lebih tinggi, korosif, dan fluida yang mudah dibersihkan. Sedangkan untuk *shell* menggunakan fluida yang memiliki laju alir yang lebih rendah. (Walas, 1988)

Berikut spesifikasi alat penukar panas pada kilang yang akan dirancang ini dapat dilihat pada tabel-tabel dibawah ini.

Tabel 5. 9 Spesifikasi Heat Exchanger

No. Alat	E-100	E-102	E-106
Jenis	<i>Shell & Tube</i>	<i>Shell & Tube</i>	<i>Shell & Tube</i>
	<i>Floating Head</i>	<i>Floating Head</i>	<i>Floating Head</i>
Heat Duty, Btu/hr	3,324E+07	-7,796E+07	-1,464E+05
Fluida Panas	<i>Lean MDEA</i>	<i>Outlet Amin</i>	<i>Outlet Stabiliser</i>
T1 (°F)	250,6	121,3	345,8
T2 (°F)	120,1	20,3	342,9
Fluida dingin	<i>Rich MDEA</i>	<i>Outlet LTS</i>	<i>Rich Glycol</i>
t1 (°F)	218	89,98	150
t2 (°F)	117,5	-11,36	104,9
delta T (°F)	32,6	31,32	195,8
delta t (°F)	2,6	31,66	238
LMTD (°F)	11,86	31,489	216,214
U, Btu/(hr)(ft ²)(°F)	1065	5303	0,4109
HE surface area (m ²)	244,418	-43,37	-153
Material	<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>	<i>Carbon steel</i>

5.3.5 Pompa

Pompa yang digunakan ialah pompa sentrifugal karena kapasitas pemompaan yang besar sehingga lebih cocok bila dibandingkan dengan jenis pompa sentrifugal. Pompa sentrifugal memiliki beberapa keuntungan (Timmerhaus, 1991), yaitu :

1. Dapat memompa fluida cair dengan rentang propertis yang lebar.
2. Konstruksinya sederhana sehingga tersedia dalam berbagai jenis material, dan biaya perawatan yang rendah.
3. Beroperasi dalam kecepatan yang tinggi sehingga dapat dihubungkan langsung dengan motor elektrik dan dapat menghasilkan laju alir yang tinggi sesuai dengan ukurannya. Secara umum, semakin tinggi kecepatan, akan semakin kecil pompa dan motor, untuk laju alir tertentu.



4. Dapat digunakan untuk memompa suspensi termasuk yang kandungan zat padatnya tinggi misalnya *cement slurries*.
5. Tidak menggunakan *valve* sama sekali dan membutuhkan ruang yg kecil.

Tetapi pompa sentrifugal juga memiliki beberapa kerugian:

1. Pompa *single-stage* tidak dapat menghasilkan tekanan yang tinggi kecuali pada kecepatan yang sangat tinggi (misalnya 10.000 rpm). Pompa *multistage* akan menghasilkan *head* yang tinggi tetapi sangat mahal, dan tidak dapat dibuat dari material yang nonkorosif karena lebih kompleks.
2. Efisiensi turun secara cepat pada laju alir yang rendah.
3. Perlu tambahan *check valve* agar cairan tidak kembali.
4. cairan yang sangat viskos tidak dapat dialirkan dengan baik.

Karena temperatur dan tekanan operasi pompa yang tidak terlalu tinggi serta tidak melibatkan senyawa-senyawa yang korosif, maka bahan yang dipakai cukup menggunakan *carbon steel*. Spesifikasi pompa dapat dilihat pada Tabel 5.10.

Tabel 5. 10 Spesifikasi Pompa

No. Alat	P-100	P-101
P Keluar (psia)	100	1185
BHP (kW)	86,816	1099,458
Efisiensi	0,75	0,75
Bahan	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>

5.4 Tata Letak Kilang dan Peralatan

5.4.1 Tata Letak Kilang

Perancangan Tata Letak Kilang merupakan salah satu langkah awal yang penting dalam perencanaan pembangunan kilang.. Penataan elemen-elemen kilang secara teratur dan efisien akan menghemat biaya investasi dan biaya operasi kilang yang akan didirikan. Selain itu, tata letak yang baik akan meningkatkan unsur keamanan dan pengendalian selama operasi berlangsung.

Unsur estetika juga harus diperhatikan dalam perencanaan tata letak kilang. Keindahan dan keteraturan susunan elemen-elemen kilang akan meningkatkan efektifitas kerja bagi para pekerja dalam kilang. Tata letak kilang yang baik juga dapat membantu memperkirakan luas area sesungguhnya yang dibutuhkan oleh suatu kilang. Tata letak kilang dapat dimulai ketika diagram alir proses atau *Process Flow Diagram* (PFD) sudah baik dan benar.

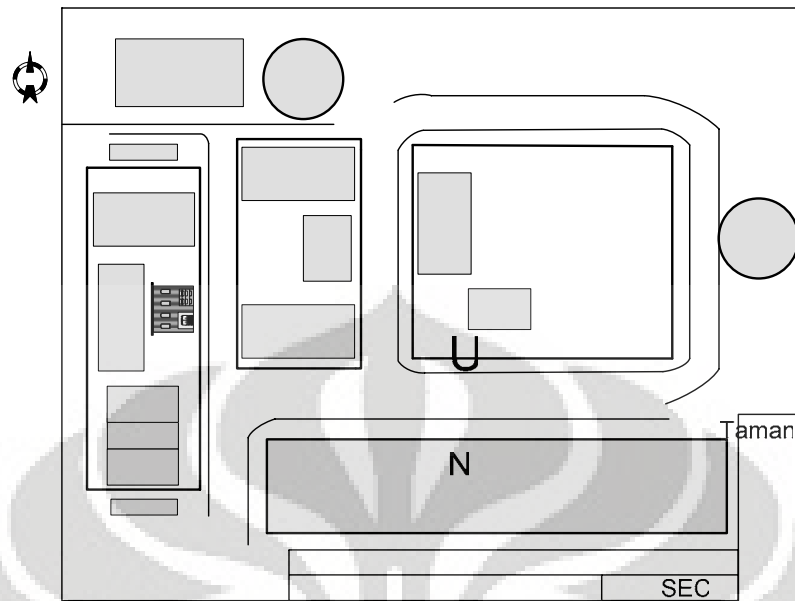


Secara garis besar tata letak kilang dibagi menjadi dua zona utama, yaitu : zona ISBL (*Inside Battery Limit*) yaitu zona yang membatasi fasilitas proses dan peralatan yang termasuk di dalamnya dan di zona tersebut meliputi peralatan utama pada unit proses terletak di tengah-tengah kawasan kilang, sedangkan peralatan tambahan seperti *control room*, laboratorium, dan *loading area* terletak di sekitar ISBL dan disebut juga dengan zona OSBL (*Outside Battery Limit*) yang diperlukan dalam kilang.

Pada Gambar 5.1 memperlihatkan tata letak kilang pengolahan gas ini. Area yang digunakan sebagai tempat proses kilang ini direncanakan berada di bagian tengah kilang. Untuk area tempat pendirian bangunan lainnya seperti kantor, klinik, musholla dan kantin diletakkan di bagian sebelah barat kilang ini. Bangunan yang berfungsi sebagai tempat pengontrol akan berlokasi di dekat area proses agar mempermudah dalam mengontrol atau memantau bagian proses dan peralatan.

Dalam kilang ini juga akan didirikan gedung *warehouse* yang akan digunakan sebagai tempat perawatan dan perbaikan untuk peralatan yang ada di dalam kilang. Di samping *control room*, akan dibangun ruangan electric yang mengatur semua panel-panel listrik serta energi cadangan untuk menjalankan kilang. Untuk *warehouse* dan ruangan perawatan dan perbaikan akan dibangun pada satu area agar mudah untuk mendapatkan material maupun kontrol material yang diperlukan kilang. Diantaranya juga akan dibangun laboratorium yang bersebelahan dengan proses area agar lebih mudah berkomunikasi dan lebih cepat jika ada yang perlu di analisis.

Untuk jalan di bagian dalam kilang akan mempunyai jalan utama, dan juga jalan tambahan yang mempunyai lebar lebih kecil daripada jalan utama. Kilang ini akan mempunyai dua buah pintu keluar-masuk kilang sehingga diharapkan dapat memperlancar lalu lintas kendaraan dalam kilang.



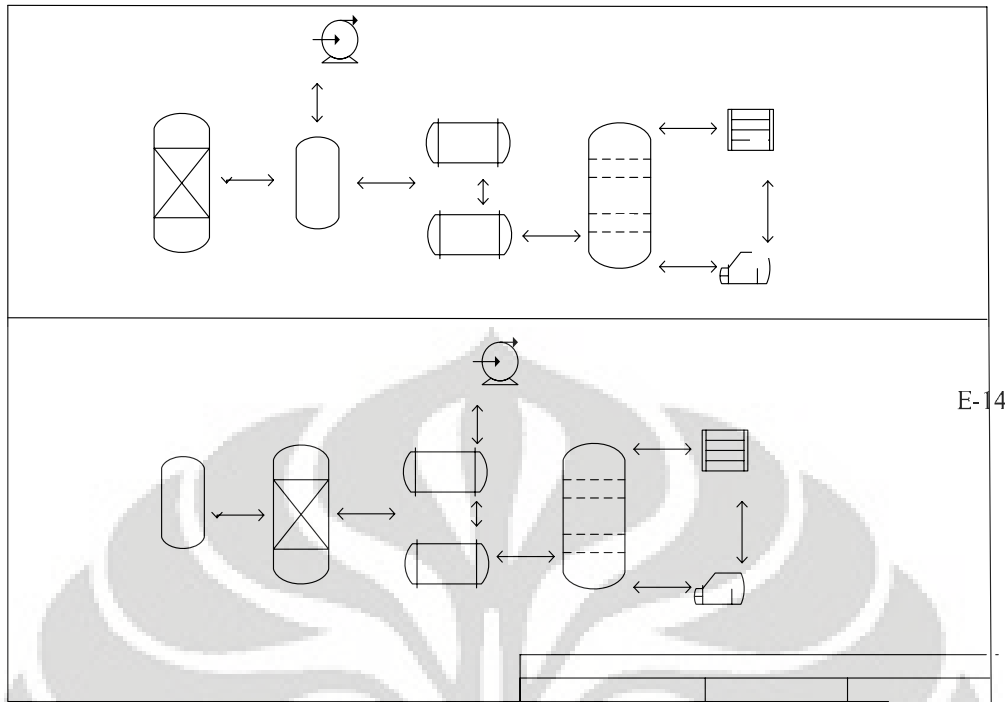
Gambar 5.8 Tata Letak Kilang

5.4.2 Tata Letak Peralatan

Kilang pengolahan gas ini akan didirikan di atas lahan kosong, dan tidak ada bangunan yang telah berdiri sebelumnya. Seperti yang telah diuraikan pada bab sebelumnya, secara umum tata letak kilang ini dibagi menjadi dua bagian, yaitu zona IBL (*Inside Battery Limit*) dan OBL (*Outside Battery Limit*).

Selain pengaturan peralatan dengan jarak minimum, ada faktor lain yang harus diperhitungkan yaitu unsur elevasi atau posisi vertikal peralatan. Faktor tersebut juga menentukan pertimbangan dalam pengaturan tata letak peralatan. Pada tata letak yang dilakukan pada makalah perancangan kilang ini, unsur elevasi tersebut belum diperhitungkan namun digunakan asumsi bahwa setiap peralatan akan terletak pada ketinggian yang sama.

Pengaturan urutan peralatan didasarkan pada urutan proses sebagaimana yang terdapat di diagram alir proses. Tata letak peralatan di kilang pengolahan gas alam ini dapat dilihat pada Gambar 5.2.



Gambar 5.9 Tata Letak Peralatan Suban

E-11

E-10

E-12

E-13

3 m

E-102

5 m

5 m

V-101

T-101

E-101

BAB VI

ASPEK KESELAMATAN DAN LINGKUNGAN

Kilang pengolahan gas alam yang akan dirancang ini merupakan industri yang mempunyai potensi dan resiko kecelakaan yang sangat tinggi bagi pekerja dan lingkungannya karena pada industri ini dibutuhkan kontak fisik secara langsung antara pekerja dengan kegiatan pekerjaannya serta akan mempengaruhi secara langsung lingkungan sekitarnya. Proses pada kilang ini mempunyai kontrol kondisi operasi yang harus selalu diperhatikan. Kondisi tersebut diantaranya adalah temperatur, tekanan, aliran proses, dan lain-lain. Jika terjadi perubahan yang cukup signifikan pada kondisi – kondisi operasi tersebut maka dapat mempengaruhi keselamatan dan kesehatan pekerja, serta lingkungan sekitar kilang ini. Oleh karena itu aspek keselamatan kerja, kesehatan pekerja dan lingkungan dianggap sebagai suatu masalah yang sangat penting.

Keselamatan, kesehatan kerja, dan lingkungan merupakan faktor-faktor penting yang harus dipertimbangkan dalam perancangan suatu kilang, karena faktor-faktor ini memiliki dampak langsung pada kehidupan pekerja maupun masyarakat yang hidup di sekitar kilang. Seseorang yang akan melakukan pekerjaannya dalam suatu kilang pasti membutuhkan rasa keamanan dan keselamatan. Tidak ada orang yang ingin bekerja pada tempat yang memiliki tingkat resiko yang tinggi dan potensi yang cukup besar untuk mengakibatkan kecelakaan apalagi hingga menimbulkan kematian.

Setiap tenaga kerja memiliki hak untuk mendapatkan jaminan perlindungan terhadap keselamatan dan kesehatan dirinya ketika bekerja. Kecelakaan dan kondisi yang tidak aman dapat menyebabkan hilangnya efisiensi dan produktivitas pekerja bahkan perusahaan. Selain itu perhatian terhadap keadaan lingkungan sekitar juga merupakan bentuk tanggung jawab perusahaan terhadap lingkungan. Perusahaan yang tidak memperhatikan lingkungan sekitar akan berdampak buruk bagi lingkungan dan perusahaan itu sendiri.



6.1 Aspek Keselamatan

6.1.1 Bahan dan Proses Berbahaya

Faktor keselamatan adalah salah satu faktor penting yang harus dipertimbangkan dalam perancangan suatu kilang. Secara umum terdapat dua sumber utama yang berpengaruh terhadap keselamatan, yaitu bahan yang berbahaya dan proses yang berbahaya.

6.1.1.1 Bahan Berbahaya

Pada bagian ini akan dibahas bahan-bahan berbahaya dan cara penanganannya yang digunakan pada kilang pengolahan gas alam ini. Bahan ini terdiri dari bahan baku utama, penunjang, produk dan bahan untuk keperluan penyediaan seperti gas alam dan produk pengolahannya yaitu Gas Jual dan kondensat, metildietanol amin (MDEA) yang digunakan pada proses absorpsi H₂S dan trietilen glikol (TEG) yang digunakan pada proses pemurnian gas alam.

Bahan-bahan ini harus diperhatikan penanganannya mulai dari memasuki areal kilang, penyimpanan, hingga penggunaannya. Berdasarkan karakteristik dan sifatnya masing-masing perlu diadakan langkah pencegahan pencemaran, identifikasi dan penanggulangan bila terjadi pencemaran, terutama dampaknya bagi pekerja dan masyarakat yang berada di lingkungan kilang. Berikut ini akan dijelaskan karakteristik dari bahan-bahan berbahaya yang terlibat dalam proses.

1. Gas Alam

Gas alam yang merupakan bahan baku memiliki karakteristik tidak berwarna dan tidak berbau sehingga sangat sulit untuk dikenali dengan penglihatan dan penciuman, oleh karena itu biasanya ke dalam gas alam ditambahkan zat pembau berupa mercaptan. Gas alam yang sebagian besar komposisi utamanya adalah metana (CH₄) dan sebagian kecil senyawa-senyawa dengan deret homolog (C₂-C₁₀), serta *impurities* yang berupa nitrogen (N₂), hidrogen sulfida (H₂S) dan atau karbondioksida (CO₂).

Hampir semua komponen yang terdapat dalam gas alam merupakan bahan yang berbahaya, termasuk metana, yang masuk dalam daftar bahan berbahaya OSHA (*Occupational Safety and Health Administration*). Gas alam merupakan senyawa yang bersifat *volatil* yang mudah terbakar dan mempunyai temperatur nyala yang



lebih besar dibandingkan dengan bahan bakar lainnya seperti bensin dan solar. Hampir semua komponen penyusun gas alam mulai dari komponen dengan komposisi terbesar yaitu metana (sangat mudah terbakar) sampai komponen kondensat (*natural gas liquid*) memiliki karakteristik mudah sekali terbakar. Kondensat yang berfasa cair bila tumpah beresiko ganda yakni dapat menyebabkan kebakaran atau ledakan hebat dan juga dapat mencemari lingkungan sekitar.

Sifat-sifat gas alam yang perlu diperhatikan dalam menganalisa resiko dari gas alam tersebut diantaranya adalah *ignition temperature*, temperatur yang dapat memicu nyala api; *combustible limits*, batas terbakar di udara; serta jumlah udara yang dibutuhkan untuk membakar gas alam. Jika sifat-sifat tersebut sudah melebihi ambang batasnya, maka dapat mengakibatkan resiko ledakan yang sangat besar.

2. Gas Jual

Karakteristik dari Gas Jual ini hampir sama dengan karakteristik gas alam umpan, karena mempunyai komponen penyusun utama yang sama yaitu metana. Karakteristik Gas Jual yang perlu diperhatikan dalam menganalisa tingkat bahayanya adalah sifat yang dapat memicu nyala api atau ledakan. Hal ini sama seperti yang dilakukan dalam menganalisa gas alam umpan.

3. Kondensat

Produk kondensat merupakan produk yang berupa cairan, tidak seperti Gas Jual yang masih dalam bentuk gas. Oleh karena itu produk ini diberikan penanganan atau perhatian yang agak beda. Selain itu komponen yang menyusunnya juga berbeda. Jika tumpah, kondensat memiliki resiko ganda yaitu selain dapat menyebabkan kebakaran atau ledakan hebat, kondensat juga dapat mencemari lingkungan sekitar.

Kondensat dapat mengakibatkan gangguan kesehatan pada manusia, menyebabkan iritasi pada mata, kulit, dan selaput lendir. Uap kondensat yang terhirup dapat menyebabkan iritasi, rasa pusing, sakit kepala, mual, dan gangguan sistem pernafasan bahkan mengakibatkan kematian.

Untuk penanganannya, apabila terjadi kebocoran sehingga mengakibatkan tumpahan kondensat maka harus dihindari dari panas, percikan, dan sumber api dan perlu disediakan suatu metode atau alat yang digunakan untuk mengumpulkan kondensat dalam wadah tempat penyimpanan kondensat harus tertutup dan terbel



dengan jelas. Kemudian untuk membersihkan sisa-sisa kondensat dapat digunakan teknologi lainnya, contohnya adalah dengan menggunakan teknologi bioremediasi.

4. Metildietanolamin (MDEA)

Metildietanolamin atau sering disingkat dengan MDEA mempunyai rumus kimia $C_5H_{13}ON$, digunakan sebagai larutan penyerap H_2S dan CO_2 pada proses pemurnian gas alam, merupakan senyawa yang tidak berwarna tetapi mempunyai bau yang khas seperti ammonia. Senyawa ini merupakan salah satu jenis bahan berbahaya yang mempunyai dampak yang cukup signifikan terhadap manusia dan lingkungan.

MDEA mempunyai gugus amina yang bersifat karsinogenik atau dapat menyebabkan kanker pada manusia. Oleh karena itu penanganan untuk senyawa ini harus dilakukan secara ekstra hati-hati.

Keberadaan MDEA yang diijinkan di dalam udara adalah sekitar 3 ppm dalam kurun waktu 8 jam kerja menurut standar ACGIH atau 50 ppm sebagai batas terpapar yang diizinkan (*Permissible Exposure Limit/PEL*) menurut standar OSHA.

Keberadaan MDEA yang berlebihan dapat disebabkan oleh kebocoran atau tumpah. Langkah yang harus dilakukan jika terjadi kebocoran adalah mematikan dan menjauhkan segala bentuk sumber nyala api atau yang dapat memicu kebakaran serta membuka ventilasi agar konsentrasi berkurang. Jika MDEA dalam bentuk cair dan dalam jumlah sedikit, cairan MDEA dapat diserap dengan menggunakan handuk atau kain kemudian dibakar sesuai standar keamanan. MDEA yang telah habis pakai dari proses pemurnian gas harus dicampurkan ke dalam pasir sebelum dibuang ke tempat pembuangan khusus (*sanitary landfill*) atau dibakar dalam insinerator.

5. Trietilen Glikol (TEG)

Trietilen Glikol (TEG) merupakan cairan tidak berwarna dengan bau yang khas dan tidak menyengat, pada kondisi normal bersifat stabil dan tidak mudah terbakar, cairan ini sangat berbahaya jika tertelan dapat menyebabkan kerusakan hati dan ginjal, selain itu dapat menyebabkan rasa pusing dan mengantuk bahkan pada kondisi yang serius dapat menyebabkan kematian.

TEG harus disimpan pada suhu yang cukup dingin namun tidak melebihi $-13^{\circ}C$ dan hindari suhu pembekuan, simpan pada ruangan yang berventilasi baik



namun tidak terpapar sinar matahari langsung, hindari Temperatur tinggi, percikan, dan semua sumber api lain. Selalu simpan TEG dalam wadah tertutup untuk mempertahankan kualitas dan hindari kerusakan fisik pada wadah. TEG dapat terurai pada temperatur tinggi (206°C) membentuk gas beracun yang dapat berupa senyawa aldehyd, asam, dan keton yang menyebabkan iritasi. (Brenntag Canada Inc.)

6. Gas Hidrogen Disulfida (H_2S)

Gas hidrogen disulfida (H_2S) merupakan gas yang sangat beracun, tidak berwarna dan mudah meledak, lebih berat dari udara, mempunyai bau menyengat seperti telur busuk dan pada konsentrasi tinggi dapat dengan cepat membunuh syaraf penciuman, karena itu sulit untuk mendeteksi keberadaan H_2S dengan hanya bergantung pada indera penciuman. Karakteristik dari H_2S adalah sebagai berikut :

1. Sangat beracun dan mematikan.
2. Tidak berwarna.
3. Lebih berat dari udara sehingga cenderung berkumpul dan diam pada daerah yang rendah.
4. Mudah tertiuap dan dihamburkan oleh udara dan angin.
5. Sangat mudah terbakar dan membentuk gas yang dapat meledak apabila tercampur dengan udara atau oksigen.
6. Bila terbakar menyala dengan warna biru dan hasil pembakarannya berupa gas sulfur dioksida (SO_2) yang juga merupakan gas beracun.
7. Sangat korosif sehingga mengakibatkan karat pada logam.
8. Gas H_2S lebih mematikan daripada gas CO dan sama beracunnya dengan hidrogen sianida (HCN).

H_2S dengan konsentrasi tinggi (500-1000 ppm) dapat menyebabkan keracunan secara sistematis didahului gejala kelumpuhan pernafasan, kehilangan kesadaran, dan diikuti dengan kematian. Pemaparan dengan konsentrasi 50-500 ppm mengakibatkan iritasi pernafasan (batuk dan kesulitan bernafas). Iritasi pada mata dan sistem pernafasan atas dimulai pada konsentrasi 20 ppm, tingkat keparahannya akan bertambah jika terpapar lebih lama dengan intensitas yang lebih tinggi. Indera penciuman akan lumpuh dengan segera pada konsentrasi H_2S 200 ppm. Konsentrasi H_2S >1000 ppm jika terhirup walaupun dalam jumlah yang kecil dapat



menyebabkan hilangnya kesadaran dan koma yang menuju kematian. Gas H₂S dapat memasuki tubuh melalui kulit dan pernafasan.

7. Bahan – Bahan Utilitas

Bahan-bahan berbahaya yang termasuk dalam utilitas termasuk R-13 sebagai refrigerant, yang mempunyai karakteristik berbahaya sebagai salah satu agen penyebab deplesi atau penipisan lapisan ozon. Sementara untuk steam yang perlu diperhatikan adalah penanganan wadahnya serta pengendalian terhadap tekanan dan temperatur, karena steam juga dapat berefek buruk terhadap manusia, dan lingkungan, terutama akibat uap panas yang dilepaskan.

Perhatian bahaya yang sangat perlu diperhatikan adalah untuk refrigerant-13 atau disebut juga Freon 13. Senyawa ini merupakan salah satu senyawa keluarga *ChloroFluoroCarbon* (CFCs). Penggunaan CFCs sebagai refrigeran, lebih dikarenakan sifatnya yang tidak mudah terbakar, stabil, non-korosif, relatif tidak beracun, dan tidak mahal untuk diproduksi. Yang paling berbahaya dari *refrigerant* jenis ini adalah efek jangka panjangnya terhadap lingkungan. Jika terjadi kebocoran dan penanganan tidak hati-hati, CFCs dapat terlepas ke atmosfer dan memasuki lapisan ozon (stratosfer). Pada lapisan ini sinar ultraviolet matahari akan menguraikan senyawa ini, dan kemudian terjadi pelepasan gas klorin yang mana satu atom klorin saja dapat menghancurkan seratus ribu molekul ozon. Dampak perusakan terhadap ozon juga berkelanjutan karena klorin dapat terus tinggal pada atmosfer selama lebih dari 100 tahun. Penanganan dilakukan terutama pada masalah insulasi yang terbaik pada kilang dengan penerapan peraturan keselamatan yang lebih ketat dan sistem peralatan yang memenuhi standar asosiasi-asosiasi internasional yang berkenaan dengan lingkungan.

6.1.1.2 Proses Berbahaya

Proses berbahaya pada kilang ini merupakan proses yang melibatkan temperatur dan tekanan yang tinggi. Dan kedua hal ini merupakan hal yang mempunyai resiko untuk menyebabkan ledakan dan kebakaran. Selain itu kilang ini juga merupakan industri gas yang mempunyai fungsi sebagai bahan bakar.

Resiko atau keadaan berbahaya yang dapat terjadi dalam suatu kilang terutama yang mengolah bahan mudah terbakar seperti kilang bahan bakar gas ialah kebakaran



(api), ledakan, pelepasan gas beracun, dan penumpukan gas yang mudah terbakar (*flammable vapour*).

1. Kebakaran

Dalam beberapa kondisi api dapat muncul melalui beberapa cara yang berbeda, yaitu:

- a. Pembakaran material secara langsung
- b. Secara konduksi atau merambat
- c. Secara konveksi atau mengalir
- d. Secara radiasi atau memancar

Apabila terjadi suatu peristiwa berbahaya seperti meluasnya kebakaran dari sumber api ke bagian lainnya sebagai akibat dari adanya pembakaran suatu material kilang yang disengaja, maka peluasan kebakaran dapat dihalangi secara vertikal dan horisontal menggunakan tembok dan lantai tahan api.

Sedangkan untuk perlindungan terhadap efek lanjutannya yang berupa proses konduksi, konveksi, ataupun radiasi dapat dilakukan dengan beberapa prinsip pengamanan diantaranya :

- Membuat jarak yang aman antara bangunan dan alat proses yang mengeluarkan panas dalam kilang. Hal ini dilakukan untuk mencegah panas yang berlebih mencapai bangunan.
- Membuat tembok khusus yang tahan api di sekitar alat-alat yang mempunyai resiko menimbulkan kebakaran.
- Melakukan usaha perlindungan api secara aktif atau pasif pada bangunan atau alat yang mempunyai resiko menimbulkan kebakaran

Bila kebakaran terjadi akibat bocornya saluran gas segera matikan sumber gas atau tutup saluran yang bocor. Evakuasi pekerja yang berada di sekitarnya kecuali mereka yang bertanggungjawab dalam usaha pemadaman api.

Bila kebakaran terjadi di ruangan yang tertutup secepatnya dibuka saluran udara atau ventilasi agar gas terbebas ke udara bebas dan para petugas pemadam kebakaran harus memakai alat bantu pernafasan.

Untuk pemadaman api berskala kecil cukup digunakan alat pemadam ringan berupa tabung pemadam kimia sementara bagi kebakaran besar menggunakan semprotan air dalam jumlah besar selain untuk memadamkan api juga menjaga



agar lingkungan sekitar lokasi kebakaran tetap dingin sehingga tidak merambat menuju alat proses.

Alat pemadam ringan berbentuk tabung atau tabung dengan roda dipersiapkan dengan baik dari segi jumlah dan volume tabung dan ditempatkan pada tempat – tempat yang strategis dan mudah dijangkau para pekerja. Perlu dipertimbangkan sistem keamanan dari api menggunakan peralatan penyemprot otomatis yang diaktifkan melalui alarm berdasarkan tekanan, suhu, dan komposisi udara di sekitar alat proses tempat sensor dipasang.

Pelatihan kepada para karyawan baik operator ataupun pegawai yang bertempat di kantor mengenai kebakaran (*fire drill*) harus dilakukan secara berkala termasuk inspeksi dan kesiapan alat – alat evakuasi manusia dan pemadaman api. Para personel yang bekerja di lapangan seperti operator, karyawan bagian bengkel, dan penjaga keamanan diberikan pelatihan mengenai cara pengoperasian alat pemadaman yang tersedia di kilang.

2. Ledakan

Peristiwa ledakan yang mungkin terjadi dapat diakibatkan oleh adanya gelombang tekanan dalam alat proses ataupun perangkat, atau material yang terbakar sehingga melesat menuju alat atau material berbahaya. Untuk usaha pengendalian peristiwa ini dapat dilakukan usaha yang hampir sama dengan pengendalian terhadap kebakaran. Usaha yang dapat dilakukan untuk mengendalikan atau mengurangi resiko terjadinya ledakan adalah dengan mengatur jarak yang aman antar alat dan bangunan.

Untuk mengatasi kondisi terburuk dimana diperkirakan ledakan akan terjadi, maka dapat dilakukan usaha dengan membangun tembok penghalang, penggunaan material yang lebih kuat, memperbaiki struktur bangunan sehingga lebih kuat, ataupun penambahan ketebalan kolom proses, serta membuat saluran udara yang dapat mengarahkan ledakan ke daerah yang tidak berbahaya.

Gas alam dan produk elpiji sangat berbahaya bila berkontak dengan bahan – bahan pengoksidasi kuat seperti senyawa klorin, flour, dan senyawa pengoksidasi kuat lainnya, oleh karena itu harus diperhatikan tempat penyimpanan bahan – bahan pengoksidasi kuat tersebut.



3. Pelepasan gas beracun

Gas beracun yang terlepas dari proses atau tempat penyimpanan material mempunyai efek yang sangat luas. Akibat yang mungkin terjadi diantaranya adalah operasi yang berjalan dalam kilang dapat terhenti, dapat terjadi kecelakaan pada operator dan orang disekitar lokasi kilang, dan yang terburuk adalah dapat menyebabkan kematian.

Resiko pelepasan gas atau bahan beracun dapat dikendalikan dengan mengikuti prinsip-prinsip berikut ini :

- a. Melokasikan tempat penyimpanan bahan berbahaya dalam jumlah besar ke luar lokasi atau area proses
- b. Menjauhkan tempat penyimpanan bahan berbahaya dari jalan utama lokasi kilang
- c. Memasang pintu atau *valve* isolasi yang dapat dikendalikan dari jarak jauh dimana terdapat peluang bahan berbahaya dalam jumlah besar terlepas ke daerah yang rawan
- d. Membangun penghalang berupa *dikes*, saluran air, pematang, gorong-gorong atau kontainer sementara untuk menghadang dan mengendalikan material berbahaya yang lepas ke lokasi sehingga efek pencemarannya dapat diperkecil
- e. Bila dimungkinkan alat proses tertentu dibangun terlindung oleh bangunan pelindung disekelilingnya
- f. Kilang dapat ditempatkan di udara terbuka untuk memastikan penguraian bahan atau gas berbahaya dalam jumlah kecil dengan cepat sehingga tidak mencapai konsentrasi yang mampu menimbulkan bahaya kebakaran atau ledakan
- g. Memasang tanda bahaya ditempat –tempat dimana ditemukan gas atau bahan berbahaya dapat muncul sehingga sumber api dapat dieliminasi

4. Jaringan Perpipaan

Jaringan perpipaan pada proses kilang elpiji pengolahan gas alam ini juga mempunyai potensi yang berbahaya. Hal ini disebabkan karena jaringan perpipaan tersebut mengalirkan gas alam, yang seperti kita ketahui bahwa gas alam mempunyai sifat mudah sekali untuk terbakar dan beracun. Oleh karena itu ada



beberapa hal penting yang harus diperhatikan dan dilakukan. Berikut ini adalah hal-hal penting tersebut :

- a. Sumber api seperti rokok, las, pematik api dan pekerjaan yang dapat membangkitkan panas atau bunga api harus dilarang di sekeliling jaringan perpipaan
- b. Dilakukan pemeriksaan secara berkala terhadap jaringan perpipaan dan sambungan. Hal ini dapat dilakukan dengan sabun, deterjen sehingga letak kebocoran dapat diketahui lebih awal dan dapat dilakukan upaya perbaikan
- c. Apabila ada perbaikan yang harus dilakukan pada jaringan pipa, maka harus dilakukan pengisolasian jaringan pipa tersebut dengan menutupnya, serta mengalihkannya sehingga proses produksi tetap berjalan
- d. Identifikasi jaringan pipa mutlak dibutuhkan dengan menggunakan kode huruf dan warna sehingga dapat diketahui jenis aliran dan kondisinya, tanda panah dapat digunakan untuk menunjukkan arah aliran
- e. Harus diperhatikan kebersihan disekitar area proses sehingga tidak ada sampah kering berupa kain, kertas yang dapat memicu api termasuk dedaunan ataupun rumput
- f. Perusahaan harus menyediakan jadwal inspeksi secara berkala mingguan atau bulanan sesuai dengan jadwal yang ditentukan oleh pihak konstruktor atau manufaktur peralatan

6.2 Aspek Lingkungan

Masalah pencemaran lingkungan hidup merupakan bagian yang penting untuk dianalisa karena hal ini berhubungan langsung dengan kehidupan manusia. Industri proses dimana pun di dunia pasti memiliki dampak terhadap lingkungan, yang apabila tidak ditangani dengan baik akan dapat mempengaruhi kelangsungan produksi dan kondisi lingkungan sekitar. Berikut ini akan dibahas tentang polusi yang mungkin akan timbul oleh aktifitas pada kilang pengolahan gas bumi ini.

6.2.1 Pencemaran Suara

Kebisingan diartikan sebagai suara yang tidak diinginkan. Kebisingan dapat ditimbulkan oleh beberapa alat yang digunakan dalam proses, terutama *rotary equipment* seperti pompa, kompresor dan ekspander. Selain itu kebisingan juga dapat ditimbulkan oleh aktifitas kilang seperti keluar masuknya kendaraan ke dalam lokasi



kilang, dan kegiatan lainnya. Kebisingan dengan intensitas dan lama waktu tertentu dapat mengurangi kenyamanan (menggangu ketenangan dan mengacau konsentrasi) bahkan juga merusak daya pendengaran seseorang.

Pengaruh kebisingan (*noise exposure*) terhadap pendengaran manusia dapat berupa perubahan sementara atas ambang pendengaran (*Temporary threshold shift/TTS*) atau perubahan tetap ambang pendengaran (*Permanent threshold shift/PTS*). Tingkat kebisingan di atas 60 – 80 dBA dapat menyebabkan seseorang mulai mengalami gangguan TTS. Intensitas TTS meningkat sebanding dengan lamanya terkena kebisingan. Resiko mengalami PTS dapat terjadi bila seseorang terkena kebisingan di atas 92 dBA secara berulang-ulang dan dalam waktu yang cukup lama. (Soeharto, 2002).

Pada kilang yang akan dirancang ini, direncanakan akan menggunakan tujuh buah pompa. Sedapat mungkin diupayakan agar tingkat kebisingan berada di bawah nilai standar kebisingan yang telah ditentukan. Standar kebisingan yang ditetapkan oleh Menteri Kesehatan adalah 60-70 dB, sedangkan oleh Menteri Tenaga Kerja (KepMenaker No. 51 Tahun 1991) adalah sebesar 85 dB maksimal selama 8 jam.

Untuk meminimalisasi kebisingan dari alat digunakan suatu alat peredam kebisingan seperti jaket yang melapisi peralatan terutama *rotary equipment*. Selain itu pengurangan kebisingan juga dapat dilakukan dengan memasang insulasi pada peralatan dengan baik, penghalang, dan mengubah desain struktur. Tetapi dengan usaha ini pun tingkat kebisingan di dalam area pemrosesan masih cukup tinggi, sehingga dilakukan upaya perlindungan terhadap kebisingan untuk melindungi para karyawan yang bekerja di area pemrosesan dengan mewajibkan penggunaan alat penyumbat telinga (*ear plug*) atau alat penutup telinga (*ear muffs*).

Bila tingkat suara mencapai *Dual Hearing Protection Level* (DHPL) yaitu 105 dBA selama 8 jam yang setara dengan suara 8 kali lebih kuat dari tingkat batas kelayakan (PEL) maka kedua alat perlindungan pendengaran yaitu *ear plug* dan *ear muffs* harus dipakai bersamaan. (Tobing, 2004).

6.2.2 Pencemaran Udara

Polusi udara terjadi jika ada materi yang terlepas ke udara. Pada kilang pengolahan gas bumi ini yang memungkinkan untuk menjadi penyebab polusi udara



adalah gas buang yang diemisikan ke udara bebas. Gas buang terutama terjadi pada proses pemurnian dengan menggunakan *MDEA* dan *TEG*.

Untuk mengatasi pencemaran udara tersebut, maka digunakan *safety relief valve* untuk *depressurizer* alat-alat bertekanan tinggi, cerobong asap tinggi yang diletakkan jauh dari sistem peralatan proses dan *flare* (cerobong pembakar). Sehingga lingkungan kerja dan pemukiman di sekitar kilang akan terhindar dari pencemaran udara ini.

6.2.3 Pencemaran Air

Limbah yang dapat menyebabkan polusi air pada kilang ini dapat berasal dari limbah domestik yaitu dari aktivitas sehari-hari para karyawan di sekitar kilang, limbah yang berasal dari kegiatan pembersihan peralatan proses dan tangki, serta sisa bahan kimia yang digunakan pada unit laboratorium dan proses, selain itu juga limbah utilitas atau operasi seperti *grease*, dan mungkin sejumlah kecil bahan bakar, yang digunakan pada alat-alat proses, yang tertumpah.

Air limbah yang berasal dari berbagai unit dan operasi dipisahkan menurut karakteristik air limbah yang ada, seperti tipe kontaminan, konsentrasi, pengolahan khusus, atau pengolahan awal yang dibutuhkan, secara umum tidak ada limbah yang dikeluarkan dan dibuang langsung ke perairan tanpa di olah.

Pengolahan limbah yang dapat dilakukan untuk mengolah Limbah yang berasal dari limbah domestik, tumpahan bahan bakar, dan pembersihan alat proses adalah ekualisasi dan sedimentasi. Tahap yang pertama yaitu ekualisasi, ekualisasi bertujuan untuk meminimumkan atau mengendalikan fluktuasi sifat air limbah dan dilakukan dengan membangun unit ekualisasi yang berbentuk kolam yang ukuran dan jenisnya disesuaikan dengan komposisi limbah. Selama proses ekualisasi dapat ditambahkan koagulan agar padatan tersuspensi lebih mudah dipisahkan dari limbah cair atau air limbah.

Kolom ekualisasi terutama digunakan untuk limbah industri dengan tujuan :

- mengatasi fluktuasi sifat air limbah
- pengendalian ph, bila basa ditambah asam dan sebaliknya
- mengatasi fluktuasi aliran dan mempermudah pengumpulan bahan kimia
- menghindari pemasukan bahan toksik (B3)
- Mengurangi pengeluaran beban air limbah menuju ke badan air penerima



Selanjutnya dilakukan pengolahan dengan cara sedimentasi. Sedimentasi merupakan cara yang luas digunakan untuk mengatasi padatan dari suspensi mengandalkan gaya gravitasi. Tangki sedimentasi yang diajukan untuk dibangun berbentuk bulat dengan pertimbangan penghematan ruang, bahan terbuat dari beton yang sesuai untuk limbah dengan jumlah besar.

Untuk limbah cair yang berupa limbah laboratorium, cara pengolahan limbah yang lebih tepat diantaranya ialah pengolahan limbah secara kimiawi. Logam berat yang terdapat pada air limbah jenis ini perlu dihilangkan karena termasuk B3 yang dapat mencemari lingkungan. Penghilangan logam berat dilakukan agar tidak menghambat proses hayati dan endapan logam berat tidak bercampur lumpur dari pengolahan limbah lainnya. Cara pengolahan yang umum digunakan ialah presipitasi dengan penambahan bahan kimia tergantung dari komposisi limbah yang akan diolah.

6.2.4 Pencemaran Panas

Beberapa peralatan proses pada kilang ini, beroperasi pada temperatur yang ekstrim tinggi maupun rendah. Hal ini dapat menimbulkan pencemaran panas yang dapat mengganggu lingkungan sekitar apabila tidak ditangani dengan baik. Oleh karena itu, usaha untuk mengendalikan pencemaran tersebut dapat dilakukan dengan sistem insulasi yang baik. Selain itu untuk meminimalisasi efek dari pencemaran panas terhadap keselamatan karyawan dapat dilakukan pula upaya pemagaran dan penandaan peralatan dengan kode-kode seperti dengan pewarnaan atau pengecatan terhadap unit operasi yang diperkirakan akan menimbulkan panas.

Pembuangan air pendingin yang memiliki suhu yang lebih tinggi dari suhu air dengan jumlah besar ke perairan dapat mengganggu kehidupan berbagai jenis ikan dan plankton. Oleh karena itu, sebelum dibuang ke perairan dilakukan pengolahan air pendingin terlebih dahulu agar suhunya tidak berbeda jauh dari suhu perairan.

BAB VII

ASPEK SUMBER DAYA MANUSIA

7.1 Struktur Organisasi

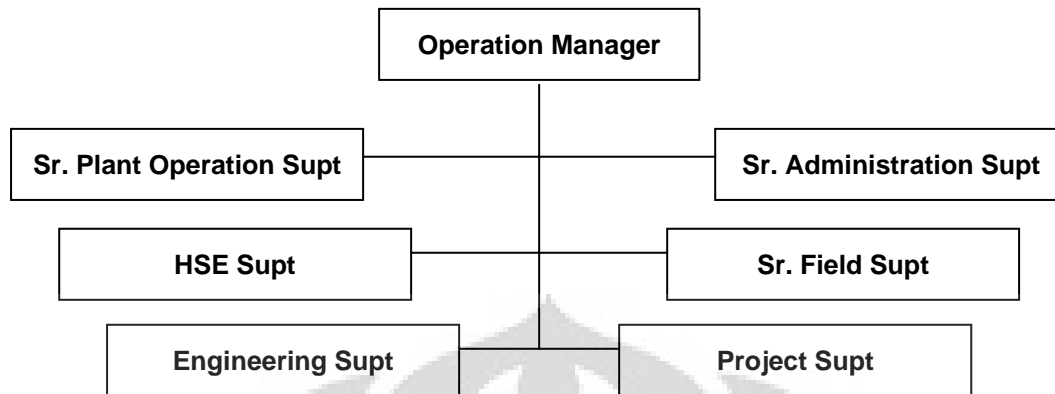
Organisasi merupakan wadah/kumpulan dari semua manusia atau divisi yang mempunyai satu tujuan serta visi dan misi yang sama dalam suatu badan usaha. Tujuan dari organisasi ini adalah untuk memudahkan badan usaha untuk mencapai suatu tujuan.

Kilang ini merupakan suatu perkembangan proyek dari suatu badan usaha yang sudah terbentuk sebelumnya yaitu Perusahaan Gas Swasta. Bentuk hukum organisasi ini adalah Perseroan Terbatas, dimana dasar pemilihan dalam bentuk PT mempunyai alasan sebagai berikut :

1. Diharapkan dengan bentuk PT kekayaan dari kilang ini dapat dikelola dan dimiliki sendiri.
2. Pengumpulan modal akan lebih mudah sebab bisa didapatkan dari pinjaman bank dan penjualan saham.
3. Pada struktur hubungan kerja diharapkan lalu lintas wewenang dan tanggung jawab akan lebih mudah.

Untuk kelancaran dalam berjalannya operasi di kilang ini, maka diperlukan suatu struktur organisasi baru yang khusus untuk menangani operasional kilang yang nantinya akan dijalankan. Organisasi baru ini dibuat agar kilang ini mempunyai suatu sistem yang akan mengatur semua kinerja operasional didalamnya dan tentunya semua peraturan dan prosedurnya mengikuti peraturan pusat.

Setiap bagian mempunyai tugas dan tanggung jawab yang berbeda tetapi saling terintegrasi satu sama lainnya. Bentuk struktur organisasi ini secara garis besar memiliki struktur organisasi yang berbentuk staf dan garis yang dipimpin oleh seorang *Gas Operation Manager*. Setiap staf memiliki tugas dan wewenang tersendiri, yang bekerja sama secara harmonis demi kemajuan perusahaan. Bagan dari struktur organisasi dapat dilihat pada gambar dengan deskripsi tugas pada uraian di bawah ini.



Gambar 7. 1 Struktur Organisasi

1. *Gas Operation Manager*

Merupakan pimpinan tertinggi dalam manajemen perusahaan dan bertanggung jawab penuh terhadap perusahaan. Batas kewenangan yang dimiliki adalah seluruh daerah operasi.

2. *Senior Plant Operation Superintendent*

Memiliki tanggung jawab penuh atas berlangsungnya proses produksi di *plant* dengan garis instruksi langsung kepada *Gas Operation Manager*.

3. *Senior Administration Superintendent*

Memiliki tanggung jawab penuh atas berlangsungnya kegiatan administrasi baik intern maupun ekstern perusahaan dengan garis instruksi langsung kepada *Gas Operation Manager*.

4. *Maintenance Superintendent*

Memiliki tanggung jawab penuh atas berlangsungnya kegiatan pemeliharaan dan perawatan seluruh peralatan yang merupakan asset perusahaan dengan garis instruksi langsung kepada *Gas Operation Manager*.

5. *Senior Field Superintendent*

Memiliki tanggung jawab penuh atas berlangsungnya proses produksi di seluruh *gathering station* dengan garis instruksi langsung kepada *Gas Operation Manager*.



6. *Health, Safety and Enviromental Superintendent*

Memiliki tanggung jawab penuh atas program-program keselamatan kerja dalam setiap kegiatan yang berlangsung di perusahaan dengan garis instruksi langsung kepada *Gas Operation Manager*.

7. *Engineering Superintendent*

Memiliki tanggung jawab penuh atas permasalahan yang bersifat teknis *engineering* terutama dalam melakukan evaluasi terhadap kinerja proses produksi yang berlangsung di *plant* dengan garis instruksi langsung kepada *Gas Operation Manager*.

8. *Project Superintendent*

Memiliki tanggung jawab penuh atas berlangsungnya pelaksanaan proyek-proyek yang dilakukan oleh kontraktor dengan garis instruksi langsung kepada *Gas Operation Manager*.

7.2 **Tenaga Kerja**

7.2.1 **Tipe Tenaga Kerja**

Pegawai yang bekerja pada perusahaan Perusahaan Gas Swasta untuk kilang ini terbagi dua, yaitu:

1. **Pegawai Tetap**

Pegawai tetap adalah mereka yang namanya terdaftar di BP Migas dan dianggap sebagai pegawai tetap dan tidak terikat jangka waktu dalam melaksanakan pekerjaan. Pegawai tetap masih dibagi menjadi dua, yaitu:

- *Pegawai Staff*

Yaitu mereka yang bekerja tanpa mendapat uang lembur.

- *Pegawai non Staff*

Yaitu mereka yang berkerja dengan lembur atau *over time*, maka pegawai tersebut berhak atas uang lembur.

2. **Pegawai Kontrak**

Pegawai kontrak adalah pegawai dengan waktu kerja terbatas sampai jangka waktu tertentu. Kontrak dapat diperpanjang hanya jika perusahaan menginginkan atau pekerjaan yang ditugaskan belum selesai tercapai. Pegawai kontrak merupakan pegawai yang berada di bawah kontraktor yang disewa oleh perusahaan untuk melakukan jenis pekerjaan tertentu. Bila masa kontraknya telah habis, maka pegawai



tersebut berhenti dari perusahaan. Pegawai kontrak juga dibagi dua, yaitu ; *Staff* dan *Non-Staff*.

7.2.2 Kebutuhan Tenaga Kerja

Kebutuhan tenaga kerja pada kilang pengolahan gas bumi ini disesuaikan dengan struktur organisasi yang ada. Berikut ini perincian dari jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan adalah seperti berikut:

Tabel 7.1. Jumlah Tenaga Kerja

JABATAN	JUMLAH ORANG
Gas Operations Manager	2
Sr. Plant Supt	2
Sr. Admin Supt	2
Maintenance Supt	2
Sr. Field Supt	2
HSE Supt	2
Engineering Supt	2
Project Supt	2
Engineers	6
Supervisor	10
Operator dan Technician	60
Medical	6
Accounting	4
Service Contractor	20
Security	10
Office Boy	8

Operator yang bertugas mempunyai tingkat pendidikan lulusan D3 politeknik. Untuk *engineer* merupakan lulusan S1 Teknik yang sesuai dengan bidangnya. Untuk jabatan-jabatan lainnya, disesuaikan dengan kebutuhan. Dalam mengambil tenaga kerja akan diutamakan berasal dari daerah setempat. Hal ini dilakukan sebagai bentuk pengabdian kepada masyarakat setempat.

BAB VIII ASPEK EKONOMI

8.1 Total Investasi Modal

Total investasi modal (*Total Capital Investment*) adalah jumlah dari investasi modal tetap (*Fixed Capital Investment*) dan modal kerja. Total investasi modal merupakan total dana keseluruhan yang dibutuhkan sebagai investasi awal dari sebuah pembangunan kilang.

8.1.1 Investasi modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

Investasi modal tetap atau yang biasa disebut dengan biaya kilang adalah dana atau biaya yang diperlukan oleh suatu pembangunan kilang sampai kilang tersebut dapat mulai berproduksi. Biaya ini meliputi biaya perancangan, pengadaan dan instalasi peralatan, konstruksi bangunan, instalasi listrik, tanah, pengelolaan limbah dan lingkungan, proses inspeksi dan uji coba awal kilang (*start up*).

Semua biaya-biaya tersebut diperinci dan dihitung menggunakan bantuan faktor estimasi yang sudah secara luas digunakan dalam perancangan suatu industri kimia (Muharam, 2006). Faktor estimasi dibagi berdasarkan komponen-komponennya seperti perpipaan, instrumentasi, listrik, bangunan dan lainnya. Masing-masing diperkirakan berdasarkan suatu batasan yang telah ditentukan kemudian diperkirakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan yang sesuai dengan kondisi kilang yang akan dibangun. Faktor-faktor ini umumnya memberikan informasi berupa presentase dari total Biaya Pengadaan Peralatan proses.

Biaya modal langsung, biaya modal tak langsung, fasilitas *off-site* dan biaya *start-up* kilang merupakan bagian dari investasi modal. Semua bagian tersebut akan dijelaskan dibawah ini.

8.1.1.1 Biaya Modal Langsung

A. Peralatan

Biaya peralatan adalah komponen biaya kilang yang pertama kali dihitung sebagai dasar dari estimasi biaya-biaya lainnya. Biaya ini dipengaruhi berdasarkan ukuran, jenis bahan, bentuk dan parameter lainnya pada peralatan tersebut. Biaya peralatan dapat dihitung dengan menggunakan beberapa cara baik secara manual yaitu dengan menggunakan grafik estimasi maupun secara otomatis dengan menggunakan



software estimasi biaya peralatan (*CAPCOST*) dan situs yang terdapat dalam internet yaitu *www.matche.com*

Cara yang paling umum adalah dengan menggunakan grafik estimasi (*estimating chart*). Grafik-grafik etimasi menghubungkan ukuran dan jenis peralatan dengan biaya pembeliannya. Masing-masing grafik bersifat unik untuk tiap peralatan. Estimasi biaya peralatan baik dengan menggunakan grafik estimasi, *software*, maupun dengan bantuan situs di internet harus memperhitungkan beberapa faktor koreksi sehingga hasil yang didapat akan lebih akurat. Faktor – faktor tersebut adalah (Muharam, 2006):

- Faktor Tekanan (FP)
Faktor ini memperhitungkan tambahan biaya untuk peralatan yang dirancang untuk tekanan yang lebih tinggi, seperti kekuatan dan ketebalan bahan, *safety*, dll.
- Faktor Bahan (FB)
Faktor bahan memperhitungkan dampak bahan penyusun pada harga peralatan tersebut. Hal ini mengakibatkan semakin bagus jenis bahan yang digunakan maka harga peralatannya pun semakin tinggi.
- Faktor Modul (FM)
Faktor modul digunakan untuk turut memperhitungkan biaya instalasi semua peralatan pendukung dari suatu alat. Faktor ini juga telah memperhitungkan biaya-biaya lain dari mulai pengapalan sampai alat tersebut siap untuk digunakan.
- Faktor Waktu/ Rasio Cost Index (CI)
Faktor waktu ini diwakili oleh penggunaan indeks biaya (*cost index*). Indeks biaya ini merepresentasikan perubahan harga dari tahun ke tahun yang disebabkan perubahan kondisi ekonomi (contohnya inflasi). Indeks biaya yang biasanya dipergunakan bagi proses konstruksi kilang kimia ialah indeks biaya CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*). CEPCI yang digunakan adalah CEPCI pada bulan September 2006 yaitu sebesar 513.1.
- Faktor Lokasi (FL)
Faktor lokasi berpengaruh terhadap harga sebuah peralatan. Harga yang tercantum pada grafik estimasi merupakan kondisi pembelian dan instalasi



dengan basis lokasi di Amerika Serikat. Karena kilang pengolahan gas alam ini akan dibangun di Indonesia, maka dalam perhitungan estimasi alat ini digunakan faktor lokasi negara Singapura. Hal ini dilakukan karena Singapura merupakan negara yang paling dekat dengan lokasi kilang ini.

- **Faktor Instalasi (FI)**

Faktor instalasi merupakan faktor yang harus diperhitungkan ketika peralatan tersebut akan dipasang.

Pada kilang gas alam yang akan dirancang ini, perhitungan biaya peralatan akan menggunakan data dari suatu kilang dengan tipe dan kapasitas yang identik yang dihitung menggunakan bantuan grafik estimasi dan software estimasi biaya peralatan (*CAPCOST*) dimana semua estimasi tersebut memperhitungkan faktor-faktor koreksi seperti faktor tekanan, material dan lain sebagainya

B. Biaya Instalasi Peralatan

Biaya instalasi peralatan adalah biaya yang diperlukan untuk memasang alat proses kilang hingga alat tersebut dapat berfungsi dengan baik dan terintegrasi dengan fasilitas utilitas proses. Biaya ini mempunyai estimasi dalam rentang 15-70% dari biaya pengadaan peralatan (Muharam, 2006). Masing-masing peralatan mempunyai biaya instalasi yang spesifik tetapi untuk mempermudah perhitungan maka biaya instalasi dihitung berdasarkan jangkauan persentase biaya pengadaan peralatan. Pada kilang yang akan dirancang ini biaya instalasi di estimasi sebesar 40% dari biaya pembelian peralatan.

C. Biaya perpipaan

Biaya Perpipaan merupakan bagian terpenting yang akan menghubungkan kebutuhan material antar proses, oleh karena itu biaya yang dibutuhkan cukup besar. Biaya ini diestimasi dalam rentang 15-70% dari biaya pengadaan peralatan (Muharam, 2006). Parameter yang mempengaruhi besar kecilnya estimasi adalah korosifitas material yang ada pada proses, semakin korosif, maka akan semakin besar. Parameter yang lain adalah bentuk dari material yang ditangani berupa fluida atau solid. Material solid secara umum akan membuat biaya perpipaan menjadi semakin kecil. Kilang pengolahan gas ini sebagian besar material yang terlibat didalamnya



adalah fluida dan ada beberapa material yang korosif maka estimasi yang diasumsikan cukup besar yaitu 60% dari biaya peralatan.

D. Kelistrikan

Kelistrikan ialah biaya yang diperlukan untuk memasang sambungan listrik, kabel-kabel listrik, panel kontrol, panel distribusi, transformer, dll. Biasanya biaya ini di estimasi dalam rentang 10-15% (Muharam, 2006). Pada perancangan ini diasumsikan biaya kelistrikan sebesar 12% dari biaya peralatan karena banyak peralatan yang pengoperasiannya menggunakan energi listrik yang besar.

E. Instrumentasi

Biaya instrumentasi biasanya mempunyai rentang antara 2-18% (Muharam, 2006). Tetapi angka tersebut dapat menjadi lebih besar seiring dengan komputerisasi mencapai 10 – 35% pada saat sekarang. Besar kecilnya banyak dipengaruhi oleh kekompleksan dari teknologi proses yang digunakan. Pada kilang ini biaya pengadaan dan pemasangan instrumentasi diasumsikan sebesar 20%, dengan menggunakan pertimbangan bahwa kilang ini akan menggunakan teknologi komputerisasi sehingga lebih efisien.

F. Biaya insulasi

Merupakan biaya yang dibutuhkan untuk penghematan energi, maupun keselamatan. Proses-proses yang menggunakan suhu tinggi dan *heat duty* tinggi akan membuat biaya ini menjadi tinggi. Biaya ini biasanya mempunyai rentang antara 2–8% (Muharam, 2006). Pada kilang yang akan dirancang ini biaya insulasi diestimasikan sebesar 3% dari biaya peralatan karena insulasi hanya digunakan pada unit tertentu.

G. Biaya Bangunan

Biaya bangunan merupakan biaya untuk konstruksi dan jasa bagi bangunan yang berada di lokasi kilang, seperti kantor administrasi, kantin, ruang kontrol, bengkel, dll. Merupakan fasilitas penunjang operasi yang sangat penting dan merupakan pusat kegiatan karyawan di bidang administrasi, pemeliharaan dan operasi kilang. Biasanya biaya ini di estimasi dalam rentang 5 – 100% dari harga pembelian peralatan (Muharam, 2006). Pada perancangan ini diasumsikan biaya bangunan sebesar 35% dari biaya peralatan.



H. Biaya Tanah

Biaya tanah merupakan biaya pembelian tanah dan rekayasa tanah agar sesuai dengan kondisi pendirian kilang seperti pengurukan, perataan dan pengerasan tanah. Biaya ini biasanya diestimasi antara 0 – 10% (Muharam, 2006). Pada kilang yang akan dirancang ini luas area yang digunakan cukup besar sehingga biaya yang diestimasi sedikit lebih besar dari range yang berlaku yaitu 10% dari biaya peralatan.

I. Biaya Lingkungan

Biaya lingkungan merupakan biaya yang digunakan untuk mengadakan sistem pengolahan limbah yang diperlukan bagi kilang. Sistem ini terdiri atas pengolahan limbah primer, sekunder dan tersier yang disesuaikan dengan jenis limbah yang dihasilkan oleh kilang. Biasanya biaya ini di estimasi dalam rentang 10 – 30% (Muharam, 2006). Pada perancangan ini diasumsikan biaya lingkungan sebesar 10% dari biaya peralatan karena proses pengolahan yang tidak terlalu rumit.

J. Biaya Pengecatan dan Keselamatan Kerja

Biaya pengecatan ialah biaya yang digunakan bagi pekerjaan pengecatan alat proses dan identifikasi pipa kilang dengan tujuan melindungi permukaan peralatan dan pipa dari pengaruh cuaca. Biaya keselamatan kerja yaitu biaya pengadaan alat-alat keselamatan bagi para personel seperti pakaian kerja, tanda peringatan, alat pernafasan, pelindung kebakaran, dll. Kedua biaya ini diakumulasikan dalam perhitungan dan biasanya di estimasi dalam rentang 2 – 10% (Muharam, 2006). Pada perancangan ini diasumsikan sebesar 4% dari biaya peralatan.

8.1.1.2 Biaya Modal Tak Langsung

Biaya Modal Tak Langsung (*Indirect Cost*) adalah modal yang tidak langsung diinvestasikan dalam bentuk barang, namun dikeluarkan sebagai *fee* dalam proses konstruksi plant. Biaya Modal Tak Langsung terdiri dari:

A. Biaya Konstruksi dan Engineering

Biaya ini meliputi rancangan detail yang dibutuhkan dalam perancangan kilang, penggambaran, ijin, dan *me-manage* dan mensupervisi konstruksi. Biaya ini biasanya diestimasi antara 30-75%. Pada kilang pengolahan gas ini, biaya konstruksi dan engineering ini diestimasi sebesar 45%.



B. Biaya Kontraktor

Biaya kontraktor merupakan biaya yang dibutuhkan sebagai fee dari kontraktor. Biaya ini dapat dinegoisasikan dan biasanya sekitar 10-45% dari biaya penyediaan peralatan. Pada kilang pengolahan gas ini, biaya kontraktor diestimasi sebesar 15%.

C. Kontingensi

Kontingensi merupakan biaya yang dipersiapkan untuk keperluan tak terduga di luar perhitungan. Biaya ini dapat ditetapkan oleh pemilik, biasanya berkisar antara 15–80% (Muharam, 2006). Biaya ini mencakup ketidakpastian pada desain, perijinan, *purchasing*, dan konstruksi. Variabilitas ini bergantung pada ukuran kilang, kompleksitasnya dan keunikannya. Pada kilang yang standar dimana pemilik dan atau kontraktor telah berpengalaman dengannya, maka kontingensi dapat ditekan. Kilang yang akan dirancang ini merupakan kilang yang jenisnya sudah banyak berdiri sebelumnya, sehingga kontingensi yang diambil sebesar 15%.

8.1.1.3 Fasilitas Off-Site.

Biaya untuk fasilitas ini mencakup untuk engineering dan teknikal servis kilang, keselamatan dan keamanan, kontrol lingkungan, dan fasilitas limbah, *power plant*. Biaya ini diestimasi sebesar 5% dari total biaya langsung dan tidak langsung.

8.1.1.4 Start Up Kilang

Tahap *start-up* merupakan tahap yang dilakukan setelah kilang selesai dibangun. Tahap ini mempertimbangkan biaya untuk memulai dan membawa kilang menuju tingkat produksi yang penuh. Kilang diuji coba untuk beroperasi dan kemudian dianalisa kelayakan proses dan produk. Pada tahap ini terjadi kemungkinan modifikasi ringan alat proses dari kilang, pembelian instrumen, dan penambahan tenaga kerja sehingga biaya yang dikeluarkan merupakan persentase dari seluruh biaya konstruksi kilang secara langsung. Pada kilang pengolahan gas ini, biaya *start up* diestimasi sebesar 5%.

8.1.2 Modal Kerja.

Biaya yang diperlukan sebelum kilang mulai beroperasi guna membayar kebutuhan dan untuk menjalankan operasi pada bulan pertama sebelum ada produk yang dapat terjual disebut dengan modal kerja. Biaya ini diestimasi sebesar 20% dari total biaya kilang karena butuh banyaknya biaya pendukung selama proses menjalankan operasi berlangsung.



Diskripsi perincian biaya investasi yang dibutuhkan oleh kilang pengolahan gas alam ini dapat dilihat pada Tabel 8.1.

Tabel 8.1. Perkiraan Biaya Investasi Kilang Pengolahan Gas

Perkiraan Biaya Investasi			
Komponen	Range	Estimasi	Biaya
Biaya Peralatan (E)	100%	100 %	\$ 69.518.749,97
Biaya Langsung :			
Instalasi Peralatan	15-70%E	40,0%	\$ 27.807.499,99
Perpipaan	15-70%E	60,0%	\$ 41.711.249,98
Kelistrikan	10-15%E	12,0%	\$ 8.342.250,00
Instrumentasi	10-35%E	20,0%	\$ 13.903.749,99
Insulasi/Fire Protection	2-8%E	3,0%	\$ 2.085.562,50
Bangunan	5-100%E	35,0%	\$ 24.331.562,49
Tanah	0-10%E	10,0%	\$ 6.951.875,00
Lingkungan	10-30%E	10,0%	\$ 6.951.875,00
Pengecatan dan Safety	2-10%E	4,0%	\$ 2.780.750,00
Total Biaya Langsung (BL)			\$ 204.385.124,91
Biaya Tidak Langsung :			
Konstruksi, Engineering	30-75%E	45,0%	\$ 31.283.437,49
Kontraktor	10-45%E	15,0%	\$ 10.427.812,50
Kontigensi	10-80%E	15,0%	\$ 10.427.812,50
Total Biaya Tidak Langsung (BTL)			\$ 52.139.062,48
Total BL + BTL			\$ 256.524.187,39
Fasilitas Off-site	0-30%(BL+BTL)	5,0%	\$ 12.826.209,37
Biaya Start-up Kilang	5-10%(BL+BTL)	5,0%	\$ 12.826.209,37
Total Investasi Modal Tetap/Biaya Kilang (BP)			\$ 282.176.606,13
Modal Kerja	10-35%BP	20,0%	\$ 56.435.321,23
Total Investasi Modal (TIM)			\$ 338.611.927,36

8.2 Perkiraan Biaya Manufaktur

Biaya-biaya yang secara langsung terkait dengan proses produksi yang terdiri dari biaya variabel/tidak tetap dan biaya tetap disebut dengan biaya manufaktur.

Biaya tersebut dihitung dengan menggunakan metode estimasi, kecuali untuk biaya bahan baku, utilitas, operator, dan depresiasi. Perhitungan biaya-biaya ini didasarkan pada data-data yang ada.



8.2.1 Biaya Variabel

Yang dimaksud dengan biaya variabel adalah biaya yang besarnya bervariasi bergantung pada kegiatan produksi kilang, seperti bahan baku, utilitas, tenaga kerja, biaya penjualan dll.

A. Bahan Baku dan Utilitas

Tabel 8.2 berikut menunjukkan total biaya bahan baku yang dibutuhkan per tahun untuk memproduksi 600 MMSCFD umpan gas. Jumlah biaya ini dipengaruhi oleh kapasitas produksi yang diinginkan. Biaya lain yang juga harus diperhitungkan berdasarkan kapasitas produksi adalah biaya utilitas. Bahan baku dan utilitas merupakan suatu hal yang mutlak dibutuhkan bagi kelangsungan kilang dalam melakukan kegiatan produksi.

Tabel 8.2. Kebutuhan Bahan Baku

Jenis Umpan Gas	Jumlah		Harga	Pembelian
	MMSCF/Thn	(MMBTU/Thn)	per MMBTU	
Well head Suban	195.000,00	195.000.000,00	\$ 1,30	\$ 253.500.000,00

Pembelian gas alam dilakukan berdasarkan nilai panasnya yang diukur pada keadaan standar (60⁰F, 1 atm) sesuai dengan volume yang diperlukan lalu dikalikan dengan harga gas per MMBTU. Harga bahan baku berdasarkan harga pembelian gas yang berasal dari mulut sumur (*well head price*) yang merupakan harga beli gas oleh PGN (Perusahaan Gas Negara) pada tahun 2007.

Utilitas yang diperlukan oleh kilang gas pada umumnya terdiri dari listrik melalui generator, air dengan sistem pengolahan yang menghasilkan *treated water* sesuai spesifikasi yang dibutuhkan pada proses selanjutnya, *steam* bertekanan, refrigeran bahan utama yang digunakan dalam unit *liquid recovery*, TEG dan pelarut MDEA yang digunakan pada unit pemurnian gas. Total biaya yang diperlukan untuk memenuhi kebutuhan seluruh utilitas dalam satu tahun lebih jelasnya dapat dilihat pada Tabel 8.3 berikut ini.



Tabel 8.3. Biaya Utilitas

Jenis Utilitas	Kebutuhan/tahun	Satuan	Harga Unit	Harga Total
Uap/kukus	16.877.109,66	ton	\$ 6,00	\$ 101.262.657,95
Air	15.914.066,92	ton	\$ 0,01	\$ 135.269,57
Refrigerant	324.949,22	ton	\$ 4,00	\$ 1.299.796,88
MDEA	57.646,44	Kg	\$ 1,80	\$ 103.763,59
TEG	4.842.189,27	Kg	\$ 1,80	\$ 8.715.940,68
Listrik	241.550,00	Kwh	\$ 3,00	\$ 724.650,00
			Total	\$ 112.242.078,66

B. Biaya Yang Terkait Dengan Penjualan

Biaya-biaya berikut ini adalah biaya yang berhubungan dengan kegiatan penjualan secara langsung dan dinyatakan dalam bentuk persentase terhadap nilai penjualan produk kilang pemurnian gas dengan basis penjualan maksimal.

1. Paten dan Royalti

Biaya ini dianggap sebagai pembayaran atas teknologi yang digunakan kepada pihak pemegang lisensi proses yang besarnya bergantung pada besarnya produk kilang atau dibayar di muka. Biaya ini diestimasi sebesar 2% dari total investasi modal.

2. Biaya Administrasi

Biaya ini berkaitan dengan pendukung kegiatan penjualan yaitu administrasi kantor dan perjanjian hukum. Persentasenya sekitar 4% dari hasil penjualan.

3. Distribusi dan Penjualan

Biaya ini berhubungan dengan biaya transportasi produk hingga menuju pelanggan, untuk keperluan penyimpanan dan kemasan. Biaya ini diestimasi sekitar 6% dari hasil penjualan.

4. R&D (penelitian dan pengembangan)

Biaya ini digunakan dalam kegiatan untuk mengoptimasi proses pada kilang, pengolahan limbah yang lebih baik dan analisa dampak kilang bagi kesehatan dan keselamatan kerja. Anggaran yang dialokasikan untuk bagian ini adalah sekitar 1.5% dari hasil penjualan.



8.2.2 Biaya Tetap

Biaya tetap ialah biaya yang besarnya tetap dan berhubungan dengan biaya investasi kilang, besarnya tidak dipengaruhi oleh jumlah produk, banyaknya tenaga kerja dan hasil penjualan produk. (Muharam, 2006)

A. Biaya Bunga

Biaya ini merupakan biaya yang dihitung langsung berdasarkan jumlah pinjaman, besarnya tingkat bunga, skenario produksi, dan skenario pembayaran hutang yang direncanakan. Pada kilang yang akan dirancang ini diasumsikan modal yang didapat bukan berasal dari pinjaman sehingga biaya bunga bernilai sama dengan nol.

B. Biaya Tenaga Kerja Operasi

Biaya tenaga kerja operasi merupakan biaya yang dibutuhkan untuk membayar gaji para pekerja atau karyawan yang bekerja pada kilang pengolahan gas alam ini. Biaya tersebut dikeluarkan sangat bergantung pada proses yang dilakukan serta jumlah dan jenis peralatan yang dibutuhkan. Perhitungan jumlah pekerja yang dibutuhkan pada sebuah kilang gas adalah berdasarkan banyaknya jam kerja per pekerja untuk tiap giliran kerja (*shift*) masing – masing alat proses. Basis perhitungan dilakukan dalam 24 jam terdapat 2 jadwal kerja operator sehingga didapatkan jumlah operator sebanyak 48 orang. Tiap pekerja berpendapatan sebesar US\$ 14.400 pertahunnya sehingga untuk 48 orang operator berjumlah US\$ 691.200. Perhitungan lengkap jadwal jam kerja untuk kebutuhan operator dan tenaga kerja lain di kilang dapat dilihat pada Lampiran D dan E.

Biaya gaji untuk pegawai di luar operator mulai dari tingkat managerial, staf hingga tenaga kebersihan dan kewanitaan dimasukkan dalam unit gaji selain operator.

C. Biaya Yang Terkait Dengan Tenaga Kerja Operasi

Selain biaya tenaga kerja, terdapat juga beberapa biaya lain yang terkait dengan tenaga kerja operasi dan penting untuk diperhitungkan. Biaya-biaya ini diestimasi sebagai persentase dari biaya tenaga kerja operator. Biaya-biaya tersebut antara lain,

1. Fringe benefits

Biaya ini merupakan sejumlah uang yang dibayarkan secara langsung kepada pemerintah untuk tunjangan pekerja dalam bentuk asuransi kesehatan tenaga, dana pensiun, pertemuan tahunan, hari raya dll. Biaya ini diestimasi sebesar 25% dari total biaya tenaga operator.



2. Supervisi dan Tenaga Kerja lainnya

Biaya ini merupakan biaya untuk tenaga kerja diluar operator yang melaksanakan kegiatan dan langsung berhubungan dengan kilang diantaranya kegiatan inspeksi, modifikasi dan pengawasan. Biaya ini diestimasi sekitar 10% dari biaya tenaga operator.

3. Biaya Laboratorium

Biaya ini sudah termasuk peralatan, material yang dibutuhkan juga tenaga kerja yang dibutuhkan untuk menjalankan unit laboratorium sebagai fungsi analisa kualitas proses kilang dan produk. Biaya ini diestimasi sebesar 10% dari biaya tenaga operator.

D. Biaya Terkait Dengan Total Biaya Kilang

1. Biaya Depresiasi

Depresiasi adalah metode perhitungan akuntansi yang membebankan biaya aset selama periode tertentu karena depresiasi merupakan pengeluaran yang dapat dipotong dari bagian pendapatan kena pajak sehingga nilai depresiasi akan mengurangi jumlah pajak yang dibayar yang berakibat lebih cepatnya pengembalian investasi yang ditanamkan. Depresiasi pada kilang elpiji dan pemurnian gas ini dihitung berdasarkan metode garis lurus/SL (*Straight Line*) dengan pertimbangan perhitungan yang sederhana. Besarnya estimasi untuk biaya depresiasi adalah 3.09%.

2. Biaya Pemeliharaan

Biaya pemeliharaan adalah biaya yang dikeluarkan selama kilang masih ada, yang digunakan untuk memastikan bahwa proses produksi berjalan dengan baik dengan upaya pencegahan kerusakan. Berdasarkan kondisi peralatan, lokasi, dan sifat proses dapat diperkirakan waktu pemeriksaan dan penggantian bagian – bagian minor suatu peralatan atau sistem proses pada periode tertentu seluruh kegiatan operasional dapat berjalan dengan baik. Persentase untuk biaya ini adalah sekitar 8% dari total investasi modal.

3. Biaya Suplai

Yang termasuk di dalam biaya supply operasi ialah biaya pengadaan bahan-bahan atau peralatan yang dibutuhkan untuk menjalankan kilang. Biaya ini diestimasi sebesar 3% dari total investasi modal.



4. Lingkungan

Biaya untuk lingkungan diperuntukkan bagi pengembangan lingkungan disekitar lokasi kilang, pengembangan masyarakat (*community deveploment*), program pelatihan, inspeksi ataupun insentif bagi dampak lingkungan yang terjadi akibat kegiatan operasional kilang. Persentase yang diberikan untuk biaya ini adalah sekitar 2% dari total investasi modal.

5. Asuransi

Biaya asuransi ialah biaya yang dikeluarkan sebagai jaminan kepada pemerintah daerah dan penjaminan aset gedung, peralatan yang ada di kilang kepada perusahaan asuransi. Persentase yang diberikan untuk bagian ini adalah sekitar 4% dari total investasi modal.

6. Biaya Overhead Kilang

Biaya ini meliputi biaya-biaya tambahan lainnya yang belum masuk dalam perhitungan, nilai persentasenya sekitar 2.5% dari total investasi modal..



Rincian biaya operasi yang dibutuhkan oleh kilang perancangan gas alam ini dapat dilihat pada Tabel 8.4.

Tabel 8.4. Biaya Operasi Kilang

Perkiraan Biaya Operasi Kilang					
Kode	Komponen Biaya	Range	Estimasi	Biaya (US\$)	Total Biaya (US\$)
FC	Biaya Tenaga Operator (OP)			\$ 691.200	
FC	Biaya Gaji Selain Operator			\$ 1.730.880	
	Fringe Benefits	22-45%OP	25,00%	\$ 172.800	
	Penyeliaan	10-30%OP	10,00%	\$ 69.120	
	Laboratorium	10-20%OP	10,00%	\$ 69.120	
					\$ 2.733.120
FC	Biaya Yang Berhubungan Dengan Modal :		22,59%		
	Pemeliharaan	2-10%TIM	8,00%	\$ 27.088.954,19	
	Suplai Operasi	0,5-3%TIM	3,00%	\$ 10.158.357,82	
	Lingkungan	0,5-5%TIM	2,00%	\$ 6.772.238,55	
	Depresiasi	5-10%TIM	3,09%	\$ 10.450.985,41	
	Asuransi	3-5%TIM	4,00%	\$ 13.544.477,09	
	Biaya Overhead	1-5%TIM	2,50%	\$ 8.465.298,18	
					\$ 76.480.311,25
VC	Bahan Baku			\$ 253.500.000	\$ 253.500.000
VC	Utilitas			\$ 112.242.078,66	\$ 112.242.078,66
VC	Biaya Yang Berhubungan Dengan Penjualan :		13,50%		
	Paten dan Royalti	0-5%TIM	2,00%	\$ 6.772.238,55	
	Biaya Administrasi	2-10%*P	4,00%	\$ 26.542.356,56	
	Biaya Distribusi dan Penjualan	2-10%*P	6,00%	\$ 39.813.534,84	
	R & D	0,5-4%*P	1,50%	\$ 9.953.383,71	
					\$ 83.081.513,66
	Total Biaya Manufaktur			\$ 83.081.513,66	
	Total Biaya Tetap			\$ 79.213.431,25	
	Total Biaya Tidak Tetap			\$ 448.823.592,32	
	% Biaya Tidak Tetap Dari Penjualan				
	Total Biaya Operasi			\$ 528.037.023,57	\$ 528.037.023,57

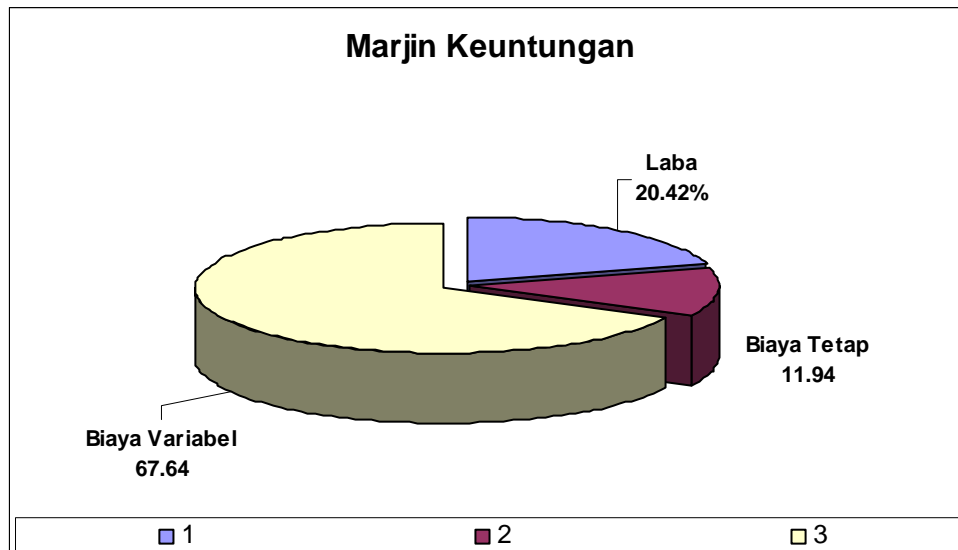
8.3 Marjin Keuntungan

Berdasarkan biaya manufaktur yang telah dihitung sebelumnya, maka dapat diperkirakan rasio margin keuntungan yang merupakan perbandingan antara selisih harga jual produk dan biaya manufaktur per satuan massa dengan harga jual produk. Penentuan harga penjualan produk berupa gas kota dan kondensat didasarkan pada basis yang berbeda yaitu nilai kalor (per MMBTU) bagi gas kota sedangkan bagi produk kondensat digunakan basis volume (per barel).

Harga gas kota biasanya sesuai dengan spesifikasi dan kelayakan teknis, umumnya dibentuk oleh perjanjian kedua belah pihak. Pada kilang pengolahan gas alam



ini, produk gas kota yang dihasilkan akan dijual sebesar US\$ 3,15 dengan asumsi harga tetap selama 27 tahun. Sedangkan untuk produk samping kondensat akan dijual berdasarkan harga internasional yang berlaku yaitu sebesar US\$ 40 per barel. Gambar 8.1 menunjukkan ilustrasi mengenai perbandingan persentase antara laba yang didapat dengan biaya variabel dan biaya tetap.



Gambar 8.1. Marjin Keuntungan

8.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan investasi diperlukan untuk menentukan layak atau tidaknya suatu investasi. Analisa ini dimaksudkan untuk mengetahui peluang apakah suatu proyek dapat didirikan, selain itu juga untuk mengetahui kemampuan atau ketangguhannya menghadapi perubahan-perubahan kondisi ekonomi selama masa konstruksi dan beroperasinya kilang.

Ada beberapa parameter yang umum digunakan dalam menganalisis profitabilitas suatu proyek, diantaranya adalah *Net Present Value* (NPV), *Internal Rate of Return* (IRR), *Payback Period*, dan lain-lain.

8.4.1 Parameter Kelayakan

Hal yang utama dalam menganalisis kelayakan ialah melakukan penilaian profitabilitas suatu proyek. Pada pengolahan bahan bakar gas ini dilakukan analisa parameter kelayakan terhadap beberapa faktor yang menentukan kelayakan suatu kilang untuk didirikan dan beroperasi. Parameter-parameter yang umum digunakan adalah sebagai berikut :



1. *Net Present Value (NPV)*

Net present value atau *net present worth* adalah selisih antara aliran kas masuk dan aliran kas keluar pada saat ini. Jika aliran kas tidak sama setiap tahunnya, maka NPV dihitung sebagai jumlah dari aliran kas terdiskonto. Suatu proyek dinyatakan memenuhi kelayakan jika mempunyai nilai NPV yang positif ($NPV > 0$).

2. *Internal Rate of Return (IRR)*

IRR adalah tingkat diskonto (*discount rate*) yang akan menyebabkan NPV suatu proyek menjadi sama dengan nol. Nilai IRR suatu proyek yang layak secara ekonomi selalu lebih tinggi dari biaya modal atau nilai diskonto yang digunakan. Nilai diskonto modal sendiri didasarkan pada perkiraan suku bunga pinjaman yang berlaku pada saat ini,

3. *Payback Period (PBP)*

PBP adalah parameter kelayakan yang menyatakan seberapa cepat sebuah proyek mampu untuk membiayai dirinya sendiri, atau mengembalikan investasi awal. Parameter ini dinyatakan dalam satuan waktu biasanya dalam jangka waktu tahun. PBP yang layak untuk sebuah kilang kimia adalah kurang dari 8 tahun ($PBP < 8$ tahun). Perhitungan waktu dimulai saat proyek mulai dikerjakan hingga arus kas kumulatif sama besarnya dengan investasi awal tanpa modal kerja dengan asumsi modal kerja dikembalikan pada akhir umur proyek tanpa nilai sisa.

Untuk menghitung masing-masing nilai parameter kelayakan terlebih dahulu harus disusun sebuah arus kas setiap tahun yang dimulai dari proses konstruksi kilang hingga umur kilang berakhir. Pada kilang yang akan dirancang ini, proses konstruksi diasumsikan selama dua tahun dan umur kilang diperkirakan sekitar 27 tahun. Tingkat suku bunga yang digunakan adalah sebesar 11%. Nilai dari masing-masing parameter kelayakan dapat dilihat pada Tabel 8.5. Sedangkan Tabel 8.6 menunjukkan hasil parameter kelayakan .

**Tabel 8.5. Batasan Parameter Kelayakan**

Parameter Kelayakan	Batas Nilai
NPV	>0
IRR	>Tingkat suku bunga
PBP	< 8 Tahun

Tabel 8.6. Hasil Parameter Kelayakan Kilang Pengolahan Gas Alam

Parameter Kelayakan	Batas Nilai
NPV	\$76.185.320,53
IRR	12.42%
PBP	7 tahun

Berdasarkan Tabel 8.6 dapat diketahui bahwa parameter kelayakan kilang pengolahan gas alam ini telah memenuhi ketiga kriteria parameter kelayakan berdasarkan batasan nilai yang telah ditetapkan dan ditunjukkan pada Tabel 8.5, maka dapat disimpulkan bahwa proyek pembangunan kilang pengolahan gas alam yang berbasis umpan dari ladang gas Suban adalah layak secara ekonomis. Hasil perhitungan nilai parameter kelayakan yang ditunjukkan pada Tabel 8.6 didasarkan pada aliran kas tahunan yang ditunjukkan pada Tabel 8.7.



Tabel 8.7. Aliran Kas Tahunan

Akhir Tahun	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014
Tahun Operasi	-2	-1	0	1	2	3	4
Tahun Diskonto	0	1	2	3	4	5	6
Kapasitas (%)				100%	100%	100%	100%
Kapasitas (MMSCFD)				600	600	600	600
Penjualan (US\$)				\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914
Variabel Cost (VC) (US\$)				\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592
Fixed Cost (FC) (US\$)				\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431
Depresiasi				\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985
Pendapatan Kena Pajak				\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905
Pajak Pendapatan				\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.273
Pendapatan Bersih (US\$)				\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634
Kas Masuk Setelah Pajak				\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619
Total Biaya Kilang (US\$)	\$56.435.321	\$141.088.303	\$84.652.982				
Modal Kerja (US\$)				\$56.435.321			
Kas Keluar	\$56.435.321	\$141.088.303	\$84.652.982	\$56.435.321	\$-	\$-	\$-
Aliran Kas	-\$56.435.321	-\$141.088.303	-\$84.652.982	\$41.565.298	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619
Aliran Kas Kumulatif	-\$56.435.321	-\$197.523.624	-\$282.176.606	-\$240.611.308	-\$142.610.689	-\$44.610.070	\$53.390.548
Aliran Kas Terdiskonto	-\$56.435.321	-\$127.106.579	-\$68.706.259	\$30.392.187	\$64.556.043	\$58.158.597	\$52.395.133
Aliran Kas terdiskonto Kumulatif	-\$56.435.321	-\$183.541.901	-\$252.248.160	-\$221.855.972	-\$157.299.929	-\$99.141.331	-\$46.746.199



Aliran Kas Tahunan (\$)							
Akhir Tahun	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021
Tahun Operasi	5	6	7	8	9	10	11
Tahun Diskonto	7	8	9	10	11	12	13
Kapasitas (%)	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Kapasitas (MMSCFD)	600	600	600	600	600	600	600
Penjualan (US\$)	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914
Variabel Cost (VC) (US\$)	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592
Fixed Cost (FC) (US\$)	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431
Depresiasi	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985
Pendapatan Kena Pajak	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905
Pajak Pendapatan	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272
Pendapatan Bersih (US\$)	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634
Kas Masuk Setelah Pajak	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619
Total Biaya Kilang (US\$)							
Modal Kerja (US\$)							
Kas Keluar	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Aliran Kas	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619
Aliran Kas Kumulatif	\$151.391.167	\$249.391.786	\$347.392.405	\$445.393.024	\$543.393.643	\$641.394.262	\$739.394.881
Aliran Kas Terdiskonto	\$47.202.822	\$42.525.065	\$38.310.870	\$34.514.297	\$31.093.961	\$28.012.578	\$25.236.556
Aliran Kas terdiskonto Kumulatif	\$ 456.624	\$42.981.689	\$81.292.558	\$115.806.855	\$146.900.817	\$174.913.394	\$200.149.951



Aliran Kas Tahunan (\$)							
Akhir Tahun	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027
Tahun Operasi	11	12	13	14	15	16	17
Tahun Diskonto	13	14	15	16	17	18	19
Kapasitas (%)	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Kapasitas (MMSCFD)	600	600	600	600	600	600	600
Penjualan (US\$)	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914
Variabel Cost (VC) (US\$)	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592
Fixed Cost (FC) (US\$)	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431
Depresiasi	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985
Pendapatan Kena Pajak	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905
Pajak Pendapatan	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272
Pendapatan Bersih (US\$)	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634
Kas Masuk Setelah Pajak	\$98,000,619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619
Total Biaya Kilang (US\$)							
Modal Kerja (US\$)							
Kas Keluar	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Aliran Kas	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619
Aliran Kas Kumulatif	\$739.394.881	\$837.395.500	\$935.396.119	\$1.033.396.738	\$1.131.397.357	\$1.229.397.976	\$1.327.398.595
Aliran Kas Terdiskonto	\$25.236.556	\$2.735.636	\$20.482.555	\$18.452.752.55	\$16.624.101	\$14.976.668	\$13.492.494
Aliran Kas terdiskonto Kumulatif	\$200.149.951	\$222.885.587	\$243.368.142	\$261.820.895	\$278.444.996	\$293.421.664	\$306.914.158

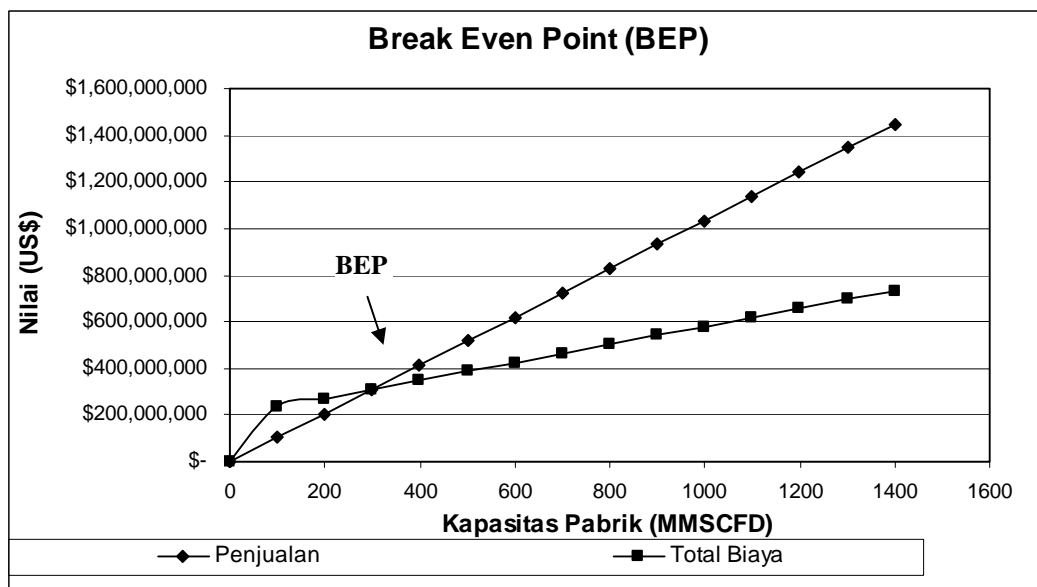


Aliran Kas Tahunan (\$)								
Akhir Tahun	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034	2035
Tahun Operasi	18	19	20	21	22	23	24	25
Tahun Diskonto	20	21	22	23	24	25	26	27
Kapasitas (%)	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Kapasitas (MMSCFD)	600	600	600	600	600	600	600	600
Penjualan (US\$)	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914	\$663.558.914
Variabel Cost (VC) (US\$)	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592	\$448.823.592
Fixed Cost (FC) (US\$)	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431	\$79.213.431
Depresiasi	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985	\$10.450.985
Pendapatan Kena Pajak	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905	\$125.070.905
Pajak Pendapatan	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272	\$37.521.272
Pendapatan Bersih (US\$)	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634	\$87.549.634
Kas Masuk Setelah Pajak	\$98,000,619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619
Total Biaya Kilang (US\$)								
Modal Kerja (US\$)								
Kas Keluar	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-	\$-
Aliran Kas	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619	\$98.000.619
Aliran Kas Kumulatif	\$1.425.399.214	\$1.523.399.833	\$1.621.400.452	\$1.719.401.071	\$1.817.401.690	\$1.915.402.309	\$2.013.402.928	\$2.111.403.546
Aliran Kas Terdiskonto	\$12.155.400	\$10.950.811	\$9.865.595	\$8.887.923	\$8.007.138	\$7.213.638	\$6.498.773	\$5.854.750
Aliran Kas terdiskonto Kumulatif	\$319.069.558	\$330.020.368	\$339.885.963	\$348.773.887	\$356.781.025	\$363.994.663	\$370.493.436	\$376.348.186



8.4.2 Titik Impas (*Break Even Point*)

Perhitungan titik impas atau *Break Even Point* (BEP) bertujuan untuk melihat berapa besarnya volume produksi yang harus dibuat setiap tahunnya agar biaya manufaktur (biaya variabel dan biaya tetap) dapat ditutupi oleh pendapatan yang bersumber dari hasil penjualan produk. Jika kilang beroperasi dengan volume yang rendah maka beban variabel akan berkurang tetapi biaya tetapnya konstan sementara. Untuk memperbesar keuntungan maka hasil penjualan harus semakin besar yang tentunya berkembang dengan seiring peningkatan kapasitas produksi (Soeharto, 2002)



Gambar 8.2. Grafik Titik Impas Kilang

Dari Gambar 8.2 dapat dilihat bahwa BEP terjadi pada kapasitas produksi sebesar 300 MMSCFD, ini menunjukkan bahwa jika kilang ingin mendapatkan keuntungan maka volume produksi harus lebih besar dari 300 MMSCFD. Semakin besar volume produksi maka semakin besar keuntungan yang akan diperoleh.

BAB IX

KESIMPULAN

Berdasarkan pembahasan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Bahan baku gas alam yang digunakan pada kilang ini berasal dari Ladang Gas Suban.
2. Proses yang digunakan pada kilang pengolahan gas alam ini adalah proses pemurnian dengan menggunakan pelarut MDEA, dehidrasi gas dengan menggunakan TEG, dan proses stabiliser untuk stabilisasi kondensat serta refrigerasi sistem untuk memisahkan kandungan hidrokarbon berat dalam gas. Mode operasi yang digunakan pada kilang ini adalah mode kontinyu.
3. Kilang pengolahan gas alam ini menghasilkan gas jual sebagai produk utama dan kondensat sebagai produk samping.
4. Lokasi pendirian kilang pengolahan gas alam ini adalah di Sumatera Selatan, hal ini berdasarkan beberapa pertimbangan yaitu bahan baku yang didapatkan dari lapangan gas Suban di Kabupaten Musi Banyuasin, Sumatera Selatan, lokasi pasar, ketersediaan utilitas, dan fasilitas penunjang yang cukup baik.
5. Berikut ini adalah hasil dari analisa ekonomi yang telah dilakukan:
 - Parameter kelayakan untuk kilang pengolahan gas alam ini ialah:
 - a. Net Present Value(NPV) : \$76.185.320,53
 - b. Internal Rate of Return (IRR) : 12.42%
 - c. Payback Period (PBP) : 7 tahun.
6. Berdasarkan analisis ekonomi yang telah dilakukan, maka kilang pengolahan gas alam dengan bahan baku gas alam dari lapangan gas Suban, Kabupaten Musi Banyuasin, Sumatera Selatan layak untuk dibangun.

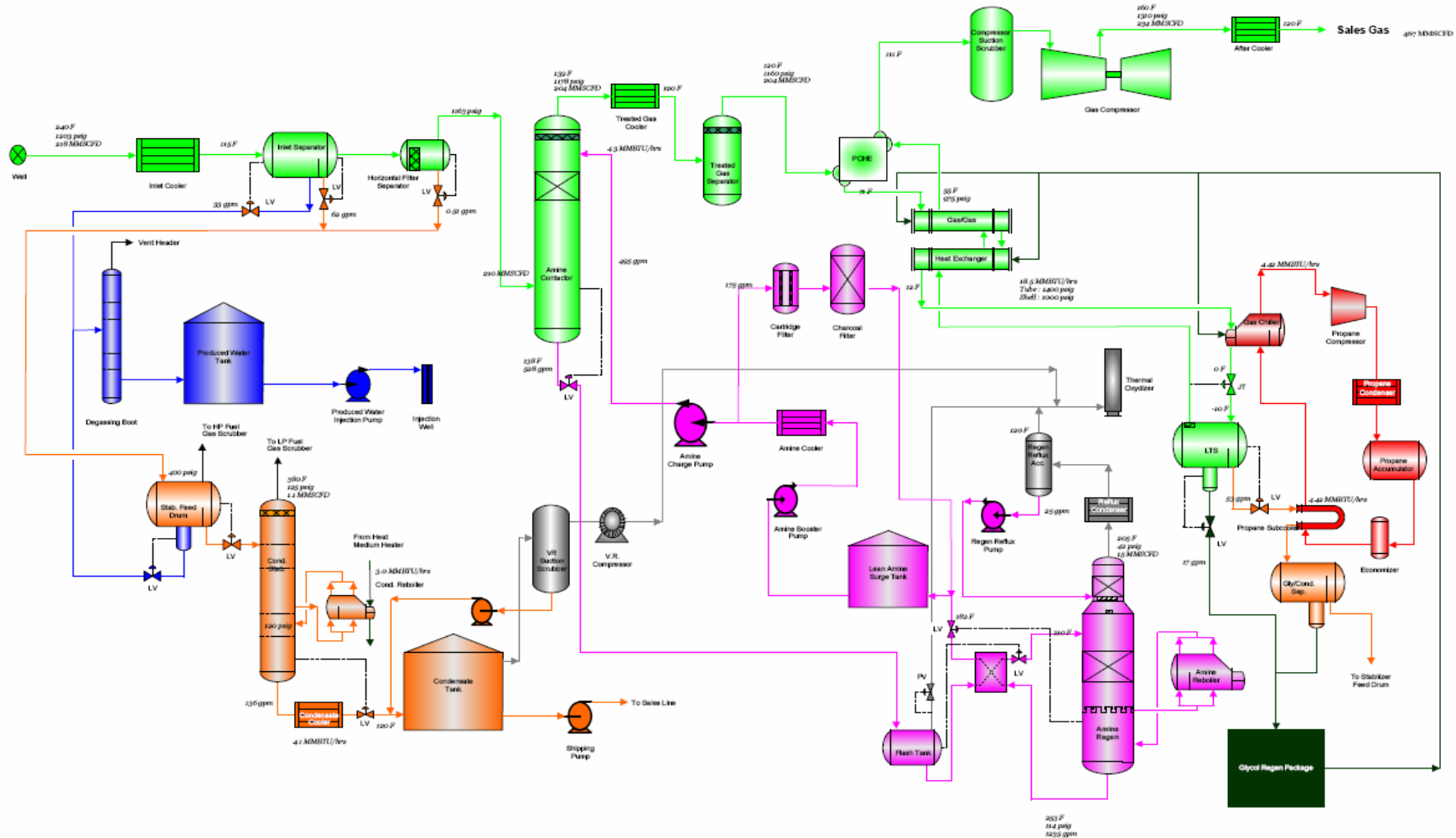
DAFTAR PUSTAKA

- Anonym.** *Indonesian Energy Outlook*. 2004. *Energy Assesment Team of The University of Indonesia*. Depok.
- Anonym.** 2006, *Chemical Engineering Plant Cost Index*, Chemical Engineering Magazine.
- Anonym.** 1965, *Handbook of Gas Engineers*, Industrial Press Inc.
- Astarita, Savage**, *Gas Treating With Chemical Solvent*, John Wiley & Sons, 1982
- Branan, Carl.** 1998. *Rule of Thumb for Chemical Engineers 2nd ed.* Gulf Publishing Company.
- Campbell, John. M.** 1988. *Gas Conditioning and Processing, Volume 2 : The Equipment Modules, 6th ed.* Campbell Petroleum Series. Oklahoma,
- Campbell, John. M.** 1982. *Gas Conditioning and Processing, Volume 4 : Gas and Liquid Sweetening, 3rd ed.* Campbell Petroleum Series. Oklahoma.
- Garrett, Donald E.** 1989, *Chemical Engineering Economics*, Van Nostrand Reinhold. New York.
- GPSA.** 2004. *Engineering Data Book FPS Edition*. Oklahoma.
- Haas, Henry J.** 1974. *Plant Processing of Natural Gas*. The University of Texas, Texas.
- Indonesia Energy Outlook.** 2004. Universitas Indonesia. Depok.
- Katz, Donald L and Lee, Robert L.** 1990. *Natural Gas Engineering” Production and Storage”*. Mc-Graw-Hill Publishing Company
- Kurniawan, Adi.** 2006. *Gas Process Operating Guidelines*. Indonesia.
- Liss, William E., et al.** 2005. *Natural Gas Composition and Fuel Quality*. Gas Technology Institute. USA.
- McCray, A. W.** 1975. *Petroleum Evaluations and Economics Decisions*. Prentice Hall. New Jersey.
- Muharam, Yuswan.** 2006. *Slide Perancangan Pabrik*. Teknik Kimia UI. Depok
- Najoan, Nestorius. S.** 2005. *Tinjauan Kelayakan Ekonomi Perancangan Awal Pabrik Pengolahan Gas Alam Dengan Umpan Dari Lapangan Gas Senoro*. Skripsi : TGP-FTUI.
- Othmer, Kirk.** 1992. *Encyclopedia of Chemical Technology, Volume 12 : Fuel Resources to Heart Stabilizers, 4th ed.* John Wiley & Sons.


- Prenally, Sisilia.** 2005. *Analisa Teknis Perancangan Awal Pabrik Pengolahan Gas di Kecamatan Batui Sulawesi Tengah*. Skripsi : TGP-FTUI.
- Rosen, Ward.** 2003. *Amine Sweetening Process*. Petroleum Learning Program. Texas.
- Rosen, Ward.** 2003. *Contactors in Amine Sweetening Plants*. Petroleum Learning Program. Texas.
- Santoso, Harianto F.** 2001. *Profil Daerah, Vol 1*. Kompas Publishing. Jakarta.
- Soeharto, Imam.** 2002. *Studi Kelayakan Proses Industri*. Penerbit Erlangga. Jakarta.
- Soetendro,H.,Soedirman,S.,Sudja,N.** 1992. *Rural Electnfication in Indonesia*. Rural Electrification Guide book for Asia & the Pacific. Bangkok.
- Triyana.** 2007. *Tinjauan Kelayakan Ekonomi Perancangan Awal Pabrik Pengolahan Gas Alam Dengan Umpan Dari Lapangan Gas Senoro*. Skripsi : TGP-FTUI.
- Walas, Stanley.M.** 1988. *Chemical Process Equipment*. Butterworth-Heinemann.
- Zuhal.** 1995. *Policy & Development Programs on Rural Electrocuton for next 10 years*. Ditjen.Listrik & Pengembangan Energi. Departemen Pertambangan dan Energi. Jakarta




Suban Process Flow Diagram






1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\WIDI VICIYANDRIEMY DOCUMENT		
2				Unit Set: Field		
3				Date/Time: Mon Jan 14 10:28:18 2008		
4						
5						
6	Workbook: Case (Main)					
7						
8						
9	Material Streams					Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Suban Wellhead Gas	102	103	130	W101
12	Vapour Fraction	0.9859	0.9542	1.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (F)	240.0 *	115.0 *	114.4	114.8	114.8
14	Pressure (psia)	1188	1173	1158	1168	1168
15	Molar Flow (lbmole/hr)	2.416e+004 *	2.416e+004	2.305e+004	188.0	919.9
16	Mass Flow (lb/hr)	4.737e+005	4.737e+005	4.421e+005	1.481e+004	1.660e+004
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.069e+004	9.069e+004	8.804e+004	1497	1139
18	Heat Flow (Btu/hr)	-1.022e+009	-1.069e+009	-9.407e+008	-1.568e+007	-1.122e+008
19	Name	110	111-3	109	105	EG21
20	Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.9896	0.9945	0.0000
21	Temperature (F)	-11.25	98.57	-11.11	120.8	80.00 *
22	Pressure (psia)	966.0	946.0	968.0 *	1155	1240 *
23	Molar Flow (lbmole/hr)	2.237e+004	2.237e+004	2.261e+004	2.255e+004	105.0
24	Mass Flow (lb/hr)	4.074e+005	4.074e+005	4.163e+005	4.141e+005	4377 *
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	8.502e+004	8.502e+004	8.569e+004	8.555e+004	275.9
26	Heat Flow (Btu/hr)	-8.701e+008	-8.399e+008	-9.039e+008	-8.608e+008	-1.690e+007
27	Name	EG22	113A	RG	108	104-2
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.9910	1.0000
29	Temperature (F)	80.00 *	-11.25	-11.25	1.682e-002	149.9
30	Pressure (psia)	1240 *	966.0	966.0	1125	1165
31	Molar Flow (lbmole/hr)	52.50	32.75	204.9	2.261e+004	2.249e+004
32	Mass Flow (lb/hr)	2188 *	1382	7512	4.163e+005	4.106e+005
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	138.0	185.3	481.1	8.569e+004	8.533e+004
34	Heat Flow (Btu/hr)	-8.451e+006	-1.943e+006	-3.182e+007	-9.039e+008	-8.410e+008
35	Name	101	150	114	130A	133
36	Vapour Fraction	0.9859	1.0000	0.4025	0.2663	1.0000
37	Temperature (F)	240.0	150.2	13.06	106.9	96.85
38	Pressure (psia)	1188 *	1325	400.0 *	400.0 *	400.0
39	Molar Flow (lbmole/hr)	2.416e+004 *	2.237e+004	32.75	188.0	131.2
40	Mass Flow (lb/hr)	4.737e+005	4.074e+005	1382	1.481e+004	2680
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.069e+004	8.502e+004	185.3	1497	513.1
42	Heat Flow (Btu/hr)	-1.022e+009	-8.311e+008	-1.897e+006	-1.568e+007	-5.669e+006
43	Name	134	W2	135	139	136
44	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.1221	1.0000	0.0000
45	Temperature (F)	96.85	96.85	91.43	91.49	332.8
46	Pressure (psia)	400.0	400.0	130.0 *	105.0	107.0
47	Molar Flow (lbmole/hr)	315.5	0.3298	315.5	60.13	255.4
48	Mass Flow (lb/hr)	3.011e+004	5.948	3.011e+004	1545	2.856e+004
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2893	0.4082	2893	260.0	2633
50	Heat Flow (Btu/hr)	-2.992e+007	-4.035e+004	-2.992e+007	-3.108e+006	-2.302e+007
51	Name	137	138	Tank Vapours	Cond Sales	Suban Reservoir
52	Vapour Fraction	0.0000	0.0055	1.0000	0.0000	0.9710
53	Temperature (F)	120.0 *	119.7	119.7	119.7	330.0 *
54	Pressure (psia)	92.00	14.70 *	14.70	14.70	4359 *
55	Molar Flow (lbmole/hr)	255.4	255.4	1.414	254.0	2.401e+004 *
56	Mass Flow (lb/hr)	2.856e+004	2.856e+004	76.31	2.849e+004	4.698e+005
57	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2633	2633	9.538	2624	8.841e+004
58	Heat Flow (Btu/hr)	-2.635e+007	-2.635e+007	-7.248e+004	-2.628e+007	-1.053e+009
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 9	




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\WIDI VICIYANDRIEMY DOCUMENT		
2				Unit Set: Field		
3				Date/Time: Mon Jan 14 10:28:18 2008		
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Material Streams (continued)					
7	Fluid Pkg: All					
8						
9						
10						
11	Name	Suban R Gas	Suban R Cond	Suban R Water	104	115
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.4025
13	Temperature (F)	330.0	330.0	330.0	149.9	13.06
14	Pressure (psia)	4359	4359	4359	1165	400.0
15	Molar Flow (lbmole/hr)	2.332e+004	0.0000	696.3	2.249e+004	65.50
16	Mass Flow (lb/hr)	4.572e+005	0.0000	1.257e+004	4.106e+005	2765
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	8.754e+004	0.0000	863.5	8.533e+004	370.6
18	Heat Flow (Btu/hr)	-9.706e+008	0.0000	-8.200e+007	-8.410e+008	-3.795e+006
19	Name	131	130A-2	114-2	141	136A
20	Vapour Fraction	0.2662	0.2663	0.4025	1.0000	0.0045
21	Temperature (F)	106.8	106.9	13.06	150.0 *	328.1
22	Pressure (psia)	400.0	400.0 *	400.0 *	390.0	102.0
23	Molar Flow (lbmole/hr)	381.6	188.0	32.75	131.2	255.4
24	Mass Flow (lb/hr)	3.003e+004	1.481e+004	1382	2680	2.856e+004
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	3036	1497	185.3	513.1	2633
26	Heat Flow (Btu/hr)	-3.183e+007	-1.568e+007	-1.897e+006	-5.595e+006	-2.309e+007
27	Name	111	110A	105A	106	107
28	Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.9936	0.9933	0.9910
29	Temperature (F)	98.57	46.50	71.10	13.50 *	13.81
30	Pressure (psia)	946.0	956.0	1145	1135	1135
31	Molar Flow (lbmole/hr)	2.237e+004	2.237e+004	2.255e+004	2.255e+004	2.261e+004
32	Mass Flow (lb/hr)	4.074e+005	4.074e+005	4.141e+005	4.141e+005	4.163e+005
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	8.502e+004	8.502e+004	8.555e+004	8.555e+004	8.569e+004
34	Heat Flow (Btu/hr)	-8.399e+008	-8.533e+008	-8.743e+008	-8.911e+008	-8.995e+008
35	Name	151	113	152	104B	104A
36	Vapour Fraction	1.0000	0.1875	1.0000	1.0000	0.9980
37	Temperature (F)	120.0 *	35.00 *	120.0	120.0	120.0 *
38	Pressure (psia)	1295 *	951.0	1295	1155	1155
39	Molar Flow (lbmole/hr)	2.237e+004	32.75	2.237e+004	2.245e+004	2.249e+004
40	Mass Flow (lb/hr)	4.074e+005	1382	4.074e+005	4.098e+005	4.106e+005
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	8.502e+004	185.3	8.502e+004	8.527e+004	8.533e+004
42	Heat Flow (Btu/hr)	-8.386e+008	-1.897e+006	-8.386e+008	-8.439e+008	-8.494e+008
43	Name	272A	In Sep PSV Sizing	24" DP Check	156-2	156-3
44	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
45	Temperature (F)	120.0	15.00 *	81.98	82.00 *	100.0 *
46	Pressure (psia)	1155	964.7 *	1064	1065 *	1065 *
47	Molar Flow (lbmole/hr)	44.67	2.237e+004	7.686e+004	7.686e+004 *	1.208e+005 *
48	Mass Flow (lb/hr)	805.6	4.074e+005	1.393e+006	1.393e+006	2.189e+006
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	55.29	8.502e+004	2.910e+005	2.910e+005	4.574e+005
50	Heat Flow (Btu/hr)	-5.445e+006	-8.621e+008	-2.927e+009	-2.927e+009	-4.575e+009
51	Name	30" Piping Check	20" Pipe Check	102A	129	129A
52	Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.2435
53	Temperature (F)	99.98	81.94	114.8	114.4	106.8
54	Pressure (psia)	1064	1064	1168	1158	400.0 *
55	Molar Flow (lbmole/hr)	1.208e+005	7.686e+004	2.305e+004	2.778	2.778
56	Mass Flow (lb/hr)	2.189e+006	1.393e+006	4.423e+005	206.3	206.3
57	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.574e+005	2.910e+005	8.806e+004	20.72	20.72
58	Heat Flow (Btu/hr)	-4.575e+009	-2.927e+009	-9.409e+008	-2.403e+005	-2.403e+005
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 2 of 9	




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name:	C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\WIDI VICIYANDRIEMY DOCUMENT		
2				Unit Set:	Field		
3				Date/Time:	Mon Jan 14 10:28:18 2008		
4							
5							
6	Workbook: Case (Main) (continued)						
7							
8							
9	Unit Ops (continued)						
10							
11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level	
12	E-111	Cooler		AOH Cooler	No	500.0 *	
13	V-101	3 Phase Separator	102	130	No	500.0 *	
14				102A			
15				W101			
16	LTS	3 Phase Separator	109	113A	No	500.0 *	
17				110			
18				RG			
19	V-100	3 Phase Separator	115	134	No	500.0 *	
20				131			
21				133			
22				W2			
23	V-103	3 Phase Separator	Suban Reservoir	Suban R Cond	No	500.0 *	
24							
25				Suban R Gas			
26				Suban R Water			
27	E-102	Heat Exchanger	105	105A	No	500.0 *	
28			110A	111-3			
29	E-107	Heat Exchanger	105A	106	No	500.0 *	
30				110			
31				110A			
32	E-106	Heat Exchanger	136	136A	No	500.0 *	
33			133	141			
34	VLV-101	Valve	Suban Wellhead Gas	101	No	500.0 *	
35	VLV-102	Valve	113	114	No	500.0 *	
36	VLV-103	Valve	130	130A	No	500.0 *	
37	VLV-104	Valve	134	135	No	500.0 *	
38	VLV-105	Valve	137	138	No	500.0 *	
39	VLV-106	Valve	113	114-2	No	500.0 *	
40	VLV-107	Valve	130	130A-2	No	500.0 *	
41	VLV-108	Valve	111-3	111	No	500.0 *	
42	VLV-100	Valve	108	109	No	500.0 *	
43	VLV-112	Valve	129	129A	No	500.0 *	
44	VLV-113	Valve	129	129A-2	No	500.0 *	
45	VLV-114	Valve	In Sep PSV Sizing	Flare	No	500.0 *	
46	MIX-100	Mixer	EG21	105	No	500.0 *	
47				104B			
48	MIX-101	Mixer	EG22	107	No	500.0 *	
49				106			
50	MIX-102	Mixer	104-2	104	No	500.0 *	
51				130A-2			
52				130A			
53				129A			
54			129A-2				
55	MIX-104	Mixer	114	115	No	500.0 *	
56			114-2				
57	MIX-107	Mixer	151	152	No	500.0 *	
58	Amine System	Standard Sub-Flowsheet	103	104-2	No	2500 *	
59			272A				
60	Refridge	Standard Sub-Flowsheet			No	2500 *	
61	Heat Medium	Standard Sub-Flowsheet			No	2500 *	
62	K-101	Compressor	111	150	No	500.0 *	
63				K-301			
64	T-100	Reboiled Absorber	135	136	No	2500 *	
65				Stab Duty			
66			139				
67	Hyprotech Ltd.			HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 8 of 9	



1			Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\VIDI VICIYANDRIEMY DOCUMENT			
2	TEAM LND		Unit Set: Field			
3	Calgary, Alberta		Date/Time: Mon Jan 14 10:28:18 2008			
4	CANADA					
5						
6	Workbook: Case (Main) (continued)					
7						
8						
9	Material Streams (continued)					
10				Fluid Pkg: All		
11	Name	129A-2	Flare			
12	Vapour Fraction	0.2435	0.9967			
13	Temperature (F)	106.8	-68.19			
14	Pressure (psia)	400.0 *	64.70 *			
15	Molar Flow (lbmole/hr)	2.778	2.237e+004			
16	Mass Flow (lb/hr)	206.3	4.074e+005			
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	20.72	8.502e+004			
18	Heat Flow (Btu/hr)	-2.403e+005	-8.621e+008			
19	Compositions					
20				Fluid Pkg: All		
21	Name	Suban Wellhead Gas	102	103	130	W101
22	Comp Mole Frac (C7+*)	0.0072 *	0.0072	0.0033	0.5105	0.0000
23	Comp Mole Frac (EGlycol)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	Comp Mole Frac (CO2)	0.0522 *	0.0522	0.0544	0.0367	0.0010
25	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0014 *	0.0014	0.0015	0.0002	0.0000
27	Comp Mole Frac (Methane)	0.8462 *	0.8462	0.8845	0.3052	0.0000
28	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0343 *	0.0343	0.0356	0.0370	0.0000
29	Comp Mole Frac (Propane)	0.0093 *	0.0093	0.0095	0.0226	0.0000
30	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0030 *	0.0030	0.0030	0.0132	0.0000
31	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0027 *	0.0027	0.0027	0.0146	0.0000
32	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0015 *	0.0015	0.0015	0.0149	0.0000
33	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0010 *	0.0010	0.0010	0.0117	0.0000
34	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0014 *	0.0014	0.0012	0.0320	0.0000
35	Comp Mole Frac (H2O)	0.0397 *	0.0397	0.0017	0.0012	0.9990
36	Comp Mole Frac (MDEAmine)	***	***	***	***	***
37	Name	110	111-3	109	105	EG21
38	Comp Mole Frac (C7+*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
39	Comp Mole Frac (EGlycol)	0.0000	0.0000	0.0037	0.0025	0.5372 *
40	Comp Mole Frac (CO2)	0.0328	0.0328	0.0327	0.0328	0.0000 *
41	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
42	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0016	0.0016	0.0015	0.0015	0.0000 *
43	Comp Mole Frac (Methane)	0.9101	0.9101	0.9012	0.9033	0.0000 *
44	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0366	0.0366	0.0363	0.0364	0.0000 *
45	Comp Mole Frac (Propane)	0.0097	0.0097	0.0097	0.0097	0.0000 *
46	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0030	0.0030	0.0031	0.0031	0.0000 *
47	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027	0.0000 *
48	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0015	0.0015	0.0015	0.0015	0.0000 *
49	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0009	0.0009	0.0010	0.0010	0.0000 *
50	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0010	0.0010	0.0013	0.0013	0.0000 *
51	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0052	0.0041	0.4628 *
52	Comp Mole Frac (MDEAmine)	***	***	***	***	***
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 3 of 9	



1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\WIDI VICIYANDRIEM\Y DOCUMENT		
2				Unit Set: Field		
3				Date/Time: Mon Jan 14 10:28:18 2008		
4						
5						
6	Workbook: Case (Main) (continued)					
7						
8						
9	Compositions (continued)					Fluid Pkg: All
10						
11	Name	EG22	113A	RG	108	104-2
12	Comp Mole Frac (C7+*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Comp Mole Frac (EGlycol)	0.5372 *	0.0000	0.4129	0.0037	0.0000
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0383	0.0174	0.0327	0.0329
15	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.0003	0.0000	0.0015	0.0015
17	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.4352	0.0000	0.9012	0.9057
18	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0820	0.0000	0.0363	0.0365
19	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0662	0.0000	0.0097	0.0098
20	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000 *	0.0447	0.0000	0.0031	0.0031
21	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0548	0.0000	0.0027	0.0028
22	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000 *	0.0625	0.0000	0.0015	0.0015
23	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0538	0.0000	0.0010	0.0010
24	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.1622	0.0000	0.0013	0.0013
25	Comp Mole Frac (H2O)	0.4628 *	0.0000	0.5697	0.0052	0.0039
26	Comp Mole Frac (MDEAmine)	***	***	***	***	***
27	Name	101	150	114	130A	133
28	Comp Mole Frac (C7+*)	0.0072	0.0000	0.0000	0.5105	0.0014
29	Comp Mole Frac (EGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0522	0.0328	0.0383	0.0367	0.0707
31	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0014	0.0016	0.0003	0.0002	0.0008
33	Comp Mole Frac (Methane)	0.8462	0.9101	0.4352	0.3052	0.8266
34	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0343	0.0366	0.0820	0.0370	0.0618
35	Comp Mole Frac (Propane)	0.0093	0.0097	0.0662	0.0226	0.0191
36	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0030	0.0030	0.0447	0.0132	0.0059
37	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0027	0.0027	0.0548	0.0146	0.0052
38	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0015	0.0015	0.0625	0.0149	0.0026
39	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0010	0.0009	0.0538	0.0117	0.0017
40	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0014	0.0010	0.1622	0.0320	0.0018
41	Comp Mole Frac (H2O)	0.0397	0.0000	0.0000	0.0012	0.0024
42	Comp Mole Frac (MDEAmine)	***	***	***	***	***
43	Name	134	W2	135	139	136
44	Comp Mole Frac (C7+*)	0.6162	0.0000	0.6162	0.0025	0.7607
45	Comp Mole Frac (EGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0229	0.0006	0.0229	0.1202	0.0000
47	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000
49	Comp Mole Frac (Methane)	0.1152	0.0000	0.1152	0.6045	0.0000
50	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0360	0.0000	0.0360	0.1729	0.0038
51	Comp Mole Frac (Propane)	0.0331	0.0000	0.0331	0.0503	0.0291
52	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0227	0.0000	0.0227	0.0158	0.0243
53	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0268	0.0000	0.0268	0.0141	0.0298
54	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0299	0.0000	0.0299	0.0067	0.0353
55	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0246	0.0000	0.0246	0.0043	0.0294
56	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0716	0.0000	0.0716	0.0042	0.0875
57	Comp Mole Frac (H2O)	0.0008	0.9993	0.0008	0.0043	0.0000
58	Comp Mole Frac (MDEAmine)	***	***	***	***	***
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 4 of 9	




1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\WIDI VICIYANDRIEMW DOCUMENT		
2				Unit Set: Field		
3				Date/Time: Mon Jan 14 10:28:18 2008		
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6						
7						
8						
9	Compositions (continued)					
10					Fluid Pkg: All	
11	Name	137	138	Tank Vapours	Cond Sales	Suban Reservoir
12	Comp Mole Frac (C7+*)	0.7607	0.7607	0.0318	0.7647	0.0070 *
13	Comp Mole Frac (EGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0507 *
15	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000 *
16	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0014 *
17	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.8217 *
18	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0038	0.0038	0.1362	0.0031	0.0333 *
19	Comp Mole Frac (Propane)	0.0291	0.0291	0.3876	0.0271	0.0090 *
20	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0243	0.0243	0.1454	0.0237	0.0029 *
21	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0298	0.0298	0.1354	0.0292	0.0026 *
22	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0353	0.0353	0.0696	0.0351	0.0015 *
23	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0294	0.0294	0.0460	0.0293	0.0010 *
24	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0875	0.0875	0.0478	0.0877	0.0014 *
25	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0675 *
26	Comp Mole Frac (MDEAmine)	***	***	***	***	***
27	Name	Suban R Gas	Suban R Cond	Suban R Water	104	115
28	Comp Mole Frac (C7+*)	0.0072	0.0072	0.0000	0.0000	0.0000
29	Comp Mole Frac (EGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0522	0.0522	0.0013	0.0329	0.0383
31	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0014	0.0014	0.0000	0.0015	0.0003
33	Comp Mole Frac (Methane)	0.8462	0.8462	0.0003	0.9057	0.4352
34	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0343	0.0343	0.0000	0.0365	0.0820
35	Comp Mole Frac (Propane)	0.0093	0.0093	0.0000	0.0098	0.0662
36	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0030	0.0030	0.0000	0.0031	0.0447
37	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0027	0.0027	0.0000	0.0028	0.0548
38	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0015	0.0015	0.0000	0.0015	0.0625
39	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0010	0.0010	0.0000	0.0010	0.0538
40	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0014	0.0014	0.0000	0.0013	0.1622
41	Comp Mole Frac (H2O)	0.0397	0.0397	0.9984	0.0039	0.0000
42	Comp Mole Frac (MDEAmine)	***	***	***	***	***
43	Name	131	130A-2	114-2	141	136A
44	Comp Mole Frac (C7+*)	0.5100	0.5105	0.0000	0.0014	0.7607
45	Comp Mole Frac (EGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0367	0.0367	0.0383	0.0707	0.0000
47	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0002	0.0002	0.0003	0.0008	0.0000
49	Comp Mole Frac (Methane)	0.3048	0.3052	0.4352	0.8266	0.0000
50	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0370	0.0370	0.0820	0.0618	0.0038
51	Comp Mole Frac (Propane)	0.0226	0.0226	0.0662	0.0191	0.0291
52	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0131	0.0132	0.0447	0.0059	0.0243
53	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0146	0.0146	0.0548	0.0052	0.0298
54	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0149	0.0149	0.0625	0.0026	0.0353
55	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0117	0.0117	0.0538	0.0017	0.0294
56	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0320	0.0320	0.1622	0.0018	0.0875
57	Comp Mole Frac (H2O)	0.0024	0.0012	0.0000	0.0024	0.0000
58	Comp Mole Frac (MDEAmine)	***	***	***	***	***
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 5 of 9	



1	<p>TEAM LND Calgary, Alberta CANADA</p>		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\WIDI VICIYANDRIEM\Y DOCUMENT			
2			Unit Set: Field			
3			Date/Time: Mon Jan 14 10:28:18 2008			
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Compositions (continued)					
7	Fluid Pkg: All					
8						
9						
10						
11	Name	111	110A	105A	106	107
12	Comp Mole Frac (C7+*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Comp Mole Frac (EGlycol)	0.0000	0.0000	0.0025	0.0025	0.0037
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0328	0.0328	0.0328	0.0328	0.0327
15	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0016	0.0016	0.0015	0.0015	0.0015
17	Comp Mole Frac (Methane)	0.9101	0.9101	0.9033	0.9033	0.9012
18	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0366	0.0366	0.0364	0.0364	0.0363
19	Comp Mole Frac (Propane)	0.0097	0.0097	0.0097	0.0097	0.0097
20	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0030	0.0030	0.0031	0.0031	0.0031
21	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027
22	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0015	0.0015	0.0015	0.0015	0.0015
23	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0009	0.0009	0.0010	0.0010	0.0010
24	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0010	0.0010	0.0013	0.0013	0.0013
25	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0041	0.0041	0.0052
26	Comp Mole Frac (MDEAmine)	***	***	***	***	***
27	Name	151	113	152	104B	104A
28	Comp Mole Frac (C7+*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Comp Mole Frac (EGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0328	0.0383	0.0328	0.0329	0.0329
31	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0016	0.0003	0.0016	0.0015	0.0015
33	Comp Mole Frac (Methane)	0.9101	0.4352	0.9101	0.9075	0.9057
34	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0366	0.0820	0.0366	0.0366	0.0365
35	Comp Mole Frac (Propane)	0.0097	0.0662	0.0097	0.0098	0.0098
36	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0030	0.0447	0.0030	0.0031	0.0031
37	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0027	0.0548	0.0027	0.0028	0.0028
38	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0015	0.0625	0.0015	0.0015	0.0015
39	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0009	0.0538	0.0009	0.0010	0.0010
40	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0010	0.1622	0.0010	0.0013	0.0013
41	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0020	0.0039
42	Comp Mole Frac (MDEAmine)	***	***	***	***	***
43	Name	272A	In Sep PSV Sizing	24" DP Check	156-2	156-3
44	Comp Mole Frac (C7+*)	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001 *	0.0001 *
45	Comp Mole Frac (EGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *
46	Comp Mole Frac (CO2)	0.0006	0.0328	0.0356	0.0356 *	0.0356 *
47	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *
48	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0016	0.0016	0.0016 *	0.0016 *
49	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.9101	0.9117	0.9117 *	0.9117 *
50	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0366	0.0357	0.0357 *	0.0357 *
51	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0097	0.0089	0.0089 *	0.0089 *
52	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0030	0.0025	0.0025 *	0.0025 *
53	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0027	0.0021	0.0021 *	0.0021 *
54	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0015	0.0009	0.0009 *	0.0009 *
55	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0009	0.0005	0.0005 *	0.0005 *
56	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0010	0.0003	0.0003 *	0.0003 *
57	Comp Mole Frac (H2O)	0.9994	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *
58	Comp Mole Frac (MDEAmine)	***	***	***	***	***
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 6 of 9	



1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\WIDI VICIYANDRIEM\Y DOCUMENT		
2				Unit Set: Field		
3				Date/Time: Mon Jan 14 10:28:18 2008		
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Compositions (continued)					
7						Fluid Pkg: All
8						
9						
10						
11	Name	30" Piping Check	20" Pipe Check	102A	129	129A
12	Comp Mole Frac (C7+*)	0.0001	0.0001	0.0034	0.4725	0.4725
13	Comp Mole Frac (EGlycol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	Comp Mole Frac (CO2)	0.0356	0.0356	0.0544	0.0338	0.0338
15	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0016	0.0016	0.0015	0.0002	0.0002
17	Comp Mole Frac (Methane)	0.9117	0.9117	0.8844	0.2798	0.2798
18	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0357	0.0357	0.0356	0.0341	0.0341
19	Comp Mole Frac (Propane)	0.0089	0.0089	0.0095	0.0209	0.0209
20	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0025	0.0025	0.0030	0.0122	0.0122
21	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0021	0.0021	0.0027	0.0135	0.0135
22	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0009	0.0009	0.0015	0.0138	0.0138
23	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0005	0.0005	0.0010	0.0109	0.0109
24	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0003	0.0003	0.0012	0.0298	0.0298
25	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0017	0.0783	0.0783
26	Comp Mole Frac (MDEAmine)	***	***	***	***	***
27	Name	129A-2	Flare			
28	Comp Mole Frac (C7+*)	0.4725	0.0000			
29	Comp Mole Frac (EGlycol)	0.0000	0.0000			
30	Comp Mole Frac (CO2)	0.0338	0.0328			
31	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000			
32	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0002	0.0016			
33	Comp Mole Frac (Methane)	0.2798	0.9101			
34	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0341	0.0366			
35	Comp Mole Frac (Propane)	0.0209	0.0097			
36	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0122	0.0030			
37	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0135	0.0027			
38	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0138	0.0015			
39	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0109	0.0009			
40	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0298	0.0010			
41	Comp Mole Frac (H2O)	0.0783	0.0000			
42	Comp Mole Frac (MDEAmine)	***	***			
43	Energy Streams					
44						Fluid Pkg: All
45	Name	E101	Stab Duty	Cond Cooler	Chill 1 Duty	Disch Cooler
46	Heat Flow (Btu/hr)	4.714e+007	3.791e+006	3.259e+006	4.366e+006 *	7.555e+006
47	Name	SubCool1	K-301	AOH Cooler	PSV D	Pipe
48	Heat Flow (Btu/hr)	4.557e+004	8.819e+006	8.366e+006	7.978e+006	0.0000 *
49	Name	Pipe 2	Pipe 3			
50	Heat Flow (Btu/hr)	0.0000 *	0.0000 *			
51	Unit Ops					
52						
53	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
54	E-101	Cooler	101	102	No	500.0 *
55				E101		
56	E-105	Cooler	136A	137	No	500.0 *
57				Cond Cooler		
58	E-103	Cooler	107	108	No	500.0 *
59				Chill 1 Duty		
60	E-100	Cooler	150	151	No	500.0 *
61				Disch Cooler		
62	E-111	Cooler	104	104A	No	500.0 *
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 7 of 9	



1	TEAM LND Calgary, Alberta CANADA			Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\WIDI VICIYANDRIEM\DOCUMENT		
2				Unit Set: Field		
3				Date/Time: Mon Jan 14 10:28:18 2008		
4						
5						
6	Workbook: Case (Main) (continued)					
7						
8						
9	Unit Ops (continued)					
10						
11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
12	V-102	Tank	138	Cond Sales	No	500.0 *
13				Tank Vapours		
14	E-104	Heater	113A	113	No	500.0 *
15			SubCool1			
16	E-112	Heater	110	In Sep PSV Sizing	No	500.0 *
17			PSV D			
18	V-104	Separator	104A	272A	No	500.0 *
19				104B		
20	V-105	Separator	102A	129	No	500.0 *
21				103		
22	PIPE-100	Pipe Segment	156-2	24" DP Check	No	500.0 *
23				Pipe		
24	PIPE-101	Pipe Segment	156-3	30" Piping Check	No	500.0 *
25				Pipe 2		
26	PIPE-102	Pipe Segment	156-2	20" Pipe Check	No	500.0 *
27				Pipe 3		
28						
29						
30						
31						
32						
33						
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 9 of 9	

**C. 1. Estimasi Investasi Modal**

Faktor-faktor yang digunakan dalam menghitung investasi modal diberikan pada Tabel C.1.

Tabel C.1. Biaya Investasi Kapital

Perkiraan Biaya Investasi			
Komponen	Range	Estimasi	Biaya
Biaya Peralatan (E)	100%	100 %	\$ 69.518.749,97
Biaya Langsung :			
Instalasi Peralatan	15-70%E	40,0%	\$ 27.807.499,99
Perpipaan	15-70%E	60,0%	\$ 41.711.249,98
Kelistrikan	10-15%E	12,0%	\$ 8.342.250,00
Instrumentasi	10-35%E	20,0%	\$ 13.903.749,99
Insulasi/Fire Protection	2-8%E	3,0%	\$ 2.085.562,50
Bangunan	5-100%E	35,0%	\$ 24.331.562,49
Tanah	0-10%E	10,0%	\$ 6.951.875,00
Lingkungan	10-30%E	10,0%	\$ 6.951.875,00
Pengecatan dan Safety	2-10%E	4,0%	\$ 2.780.750,00
Total Biaya Langsung (BL)			\$ 204.385.124,91
Biaya Tidak Langsung :			
Konstruksi, Engineering	30-75%E	45,0%	\$ 31.283.437,49
Kontraktor	10-45%E	15,0%	\$ 10.427.812,50
Kontigensi	10-80%E	15,0%	\$ 10.427.812,50
Total Biaya Tidak Langsung (BTL)			\$ 52.139.062,48
Total BL + BTL			\$ 256.524.187,39
Fasilitas Off-site	0-30%(BL+BTL)	5,0%	\$ 12.826.209,37
Biaya Start-up Kilang	5-10%(BL+BTL)	5,0%	\$ 12.826.209,37
Total Investasi Modal Tetap/Biaya Kilang (BP)			\$ 282.176.606,13
Modal Kerja	10-35%BP	20,0%	\$ 56.435.321,23
Total Investasi Modal (TIM)			\$ 338.611.927,36



C.2. Estimasi Biaya Manufaktur

Faktor-faktor estimasi yang digunakan dalam menghitung biaya manufaktur ditampilkan pada tabel C.2

Tabel C.2 Perkiraan Biaya Manufaktur

Perkiraan Biaya Operasi Kilang					
Kode	Komponen Biaya	Range	Estimasi	Biaya (US\$)	Total Biaya (US\$)
FC	Biaya Tenaga Operator (OP)			\$ 691.200	
FC	Biaya Gaji Selain Operator			\$ 1.730.880	
	Fringe Benefits	22-45%OP	25,00%	\$ 172.800	
	Penyeliaan	10-30%OP	10,00%	\$ 69.120	
	Laboratorium	10-20%OP	10,00%	\$ 69.120	
					\$ 2.733.120
FC	Biaya Yang Berhubungan Dengan Modal :		22,59%		
	Pemeliharaan	2-10%TIM	8,00%	\$ 27.088.954	
	Suplai Operasi	0,5-3%TIM	3,00%	\$ 10.158.358	
	Lingkungan	0,5-5%TIM	2,00%	\$ 6.772.239	
	Depresiasi	5-10%TIM	3,09%	\$ 10.450.985	
	Asuransi	3-5%TIM	4,00%	\$ 13.544.477	
	Biaya Overhead	1-5%TIM	2,50%	\$ 8.465.298	
					\$ 76.480.311
VC	Bahan Baku			\$ 253.500.000	\$ 253.500.000
VC	Utilitas			\$ 112.242.079	\$ 112.242.079
VC	Biaya Yang Berhubungan Dengan Penjualan :		13,50%		
	Paten dan Royalti	0-5%TIM	2,00%	\$ 6.772.239	
	Biaya Administrasi	2-10%*P	4,00%	\$ 26.542.357	
	Biaya Distribusi dan Penjualan	2-10%*P	6,00%	\$ 39.813.535	
	R & D	0,5-4%*P	1,50%	\$ 9.953.384	
					\$ 83.081.514
	Total Biaya Manufaktur			\$ 83.081.514	
	Total Biaya Tetap			\$ 79.213.431	
	Total Biaya Tidak Tetap			\$ 448.823.592	
	% Biaya Tidak Tetap Dari Penjualan				
	Total Biaya Operasi			\$ 528.037.024	\$ 528.037.024

C.3. Depresiasi

Depresiasi dihitung dengan menggunakan metode garis lurus (*Straight Line Depreciation*, SLD) sebagai berikut:

$$\text{Depresiasi} = (\text{IKT} - \text{salvage value}) / \text{umur operasi pabrik}$$

Depresiasi tidak dihitung tersendiri, tetapi dihitung sebagai angsuran pinjaman karena jumlah yang sama. Selain itu depresiasi bukanlah pengeluaran sebenarnya.



Tabel C.3. Depresiasi Biaya Peralatan Metode SL

Tahun	Depresiasi	VC
0		\$ 282,176,606.13
1	\$10,450,985.41	\$ 271,725,620.72
2	\$10,450,985.41	\$ 261,274,635.31
3	\$10,450,985.41	\$ 250,823,649.89
4	\$10,450,985.41	\$ 240,372,664.48
5	\$10,450,985.41	\$ 229,921,679.07
6	\$10,450,985.41	\$ 219,470,693.66
7	\$10,450,985.41	\$ 209,019,708.25
8	\$10,450,985.41	\$ 198,568,722.83
9	\$10,450,985.41	\$ 188,117,737.42
10	\$10,450,985.41	\$ 177,666,752.01
11	\$10,450,985.41	\$ 167,215,766.60
12	\$10,450,985.41	\$ 156,764,781.18
13	\$10,450,985.41	\$ 146,313,795.77
14	\$10,450,985.41	\$ 135,862,810.36
15	\$10,450,985.41	\$ 125,411,824.95
16	\$10,450,985.41	\$ 114,960,839.53
17	\$10,450,985.41	\$ 104,509,854.12
18	\$10,450,985.41	\$ 94,058,868.71
19	\$10,450,985.41	\$ 83,607,883.30
20	\$10,450,985.41	\$ 73,156,897.89
21	\$10,450,985.41	\$ 62,705,912.47
22	\$10,450,985.41	\$ 52,254,927.06
23	\$10,450,985.41	\$ 41,803,941.65
24	\$10,450,985.41	\$ 31,352,956.24
25	\$10,450,985.41	\$ 20,901,970.82
26	\$10,450,985.41	\$ 10,450,985.41
27	\$10,450,985.41	\$ -

C.4. Aliran Kas Tahunan

Persamaan-persamaan yang digunakan dalam perhitungan aliran kas tahunan, antara lain:

1. Pendapatan Operasi

Pendapatan operasi = penjualan – biaya manufaktur

2. Pendapatan Kena Pajak

Pendapatan kena pajak = pendapatan operasi – depresiasi

3. Pendapatan Bersih

Pendapatan bersih = pendapatan kena pajak – pajak pendapatan

4. Kas Masuk

Kas masuk = pendapatan bersih + depresiasi



5. Aliran Kas

Aliran kas = kas masuk – total investasi modal

6. Aliran Kas Terdiskonto, yaitu aliran kas yang nilainya telah ditranslasikan ke saat kini.

Aliran kas terdiskonto = aliran kas $[(1+i)^n]$

7. Total Modal Terkapitalisasi, yaitu besarnya modal jika ditranslasikan ke akhir masa konstruksi.

$$CTC = \sum_{t=1}^{n-k} TIM_t \cdot (1+i)^{k-t}$$

dimana:

CTC = total modal terkapitalisasi

i = tingkat diskonto

k = total masa konstruksi

n = tahun diskonto

8. Total Modal Terdiskonto, yaitu nilai saat kini dari total modal terkapitalisasi.

$$DTC = CTC / [(1+i)^k]$$

C.5. Parameter Kelayakan

1. *Net Present Value* (NPV)

NPV = \sum aliran kas terdiskonto

2. *Internal Rate of Return* (IRR)

Karena IRR merupakan tingkat diskonto yang menyebabkan NPV = 0, maka perhitungannya memerlukan *trial and error*. Tetapi dapat digunakan fungsi finansial yang terdapat dalam program *microsoft excel*.

Internal Rate of Return = IRR (value1, value2, ..., guess)

= IRR (*before discounted cash flow*, 10%)

3. *Payback Period* (PBP)

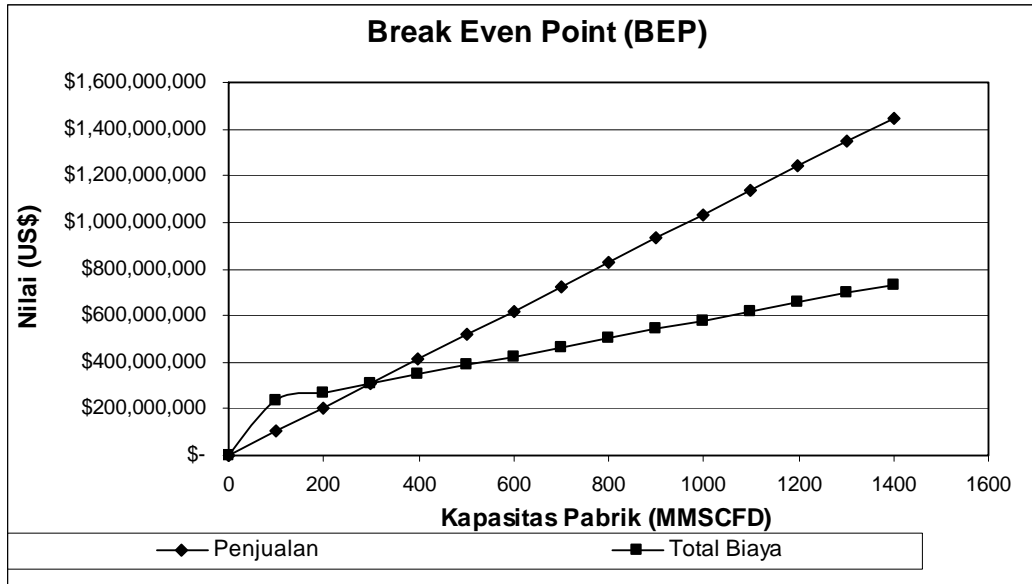
PBP = (TIM)/(aliran kas tahunan)

Karena aliran kas tidak sama setiap tahunnya, maka perhitungan PBP dilakukan secara manual dengan melihat nilai aliran kas kumulatif .



C.6. Perhitungan Titik Impas (BEP)

Dalam perhitungan titik impas (*break-even point*, BEP), prinsip dasar yang digunakan adalah mencari volume produksi pada saat jumlah biaya manufaktur (biaya variabel dan biaya tetap) sama dengan pemasukan yang berasal dari penjualan produk. Titik perpotongan antara kedua kurva tersebut yang dinamakan BEP.



Gam

bar C.1. Grafik Titik Impas

$$\text{Rumus: BEP} = \frac{\text{Biaya Tetap (BT)}}{\text{Penjualan (S)} - \text{Biaya Variabel (BV)}} \quad (\text{C-1})$$

$$\text{Total cost} = V \times Q + \text{BT} \quad (\text{C-2})$$

$$\text{Total revenue} = P \times Q \quad (\text{C-3})$$

$$\text{Total cost} = \text{Total revenue} \quad (\text{C-4})$$

$$P \times Q = V \times Q + \text{BT}, \text{ sehingga titik BEP-nya adalah} \quad (\text{C-5})$$

$$Q_{\text{BEP}} = \text{BT} / (P - Q) \quad (\text{C-6})$$

Variabel-variabel yang perlu diketahui adalah: (C-7)

P = harga produk per unit

Q = volume produksi = volume penjualan

BV = biaya variabel

BT = biaya tetap

Kurva penjualan:



$$y_{\text{penjualan}} = P \cdot x \quad (\text{C-8})$$

Kurva biaya produksi:

$$y_{\text{biaya produksi}} = \frac{\%BV}{\text{unit}} \cdot x + BT \quad (\text{C-9})$$

Nilai x (atau Q) pada titik impas dapat diketahui pada saat:

$$y_{\text{penjualan}} = y_{\text{biaya produksi}} \quad (\text{C-10})$$

sehingga:

$$x = \frac{BT}{P \cdot \frac{\%BV}{\text{unit}}} \quad (\text{C-11})$$

%BV = Biaya Variabel/ Total Penjualan

Sumbu x = Q (Unit/tahun)

Sumbu $y_{\text{penjualan}}$ = Sales (US\$/tahun)

Sumbu $y_{\text{biaya manufaktur}}$ = Total Cost (US\$/tahun)

C.7. Perhitungan Penerimaan

Pendapatan = Jumlah satuan produk x harga persatuan produk

Bagi produk kondensat sebesar US\$ 40/barel, sedangkan produk gas jual berbasis harga satuan panas yaitu US\$ 3,15/MMBTU.



Tabel D.1 menunjukkan jumlah operator yang dibutuhkan dalam pabrik pengolahan gas ini:

Tabel D.1. Jumlah Operator Yang Dibutuhkan

Deskripsi Kerja	Jumlah
Panel Operator	2
Senior Operator	1
Inlet Operator	1
Separation Operator	1
Amine Operator	2
Glikol Operator	1
Refrigeration Operator	2
Produksi Kondensat Operator	1
Gas Metering Operator	1
Total Operator/Shift	12
Jumlah Keseluruhan Operator	48



Berikut ini adalah tabel yang menunjukkan perincian gaji untuk tenaga kerja.

Tabel E.1. Total Gaji Seluruh Tenaga Kerja per Tahun

JABATAN	JUMLAH ORANG	GAJI ORANG/TAHUN	GAJI TOTAL/TAHUN
Gas Operations Manager	2	\$ 48.000	\$ 96.000
Sr. Plant Supt	2	\$ 36.000	\$ 72.000
Sr. Admin Supt	2	\$ 30.000	\$ 60.000
Maintenance Supt	2	\$ 36.000	\$ 72.000
Sr. Field Supt	2	\$ 36.000	\$ 72.000
HSE Supt	2	\$ 30.000	\$ 60.000
Engineering Supt	2	\$ 40.800	\$ 81.600
Project Supt	2	\$ 42.000	\$ 84.000
Engineers	6	\$ 19.200	\$ 115.200
Supervisor	10	\$ 24.000	\$ 240.000
Operator	48	\$ 14.400	\$ 691.200
Teknisi	28	\$ 14.400	\$ 403.200
HSE	4	\$ 10.800	\$ 43.200
Medical	6	\$ 7.800	\$ 46.800
Accounting	4	\$ 7.800	\$ 31.200
Service Contractor	20	\$ 6.600	\$ 132.000
Security	10	\$ 9.000	\$ 90.000
Office Boy	8	\$ 3.960	\$ 31.680
TOTAL GAJI KESELURUHAN			\$ 2.422.080